



ITS
Institut
Teknologi
Sepuluh Nopember

TUGAS AKHIR - TL141584

**STUDI APLIKASI *RISK-BASED INSPECTION* (RBI)
SEMI-KUANTITATIF API RP 581 DAN *FAILURE
MODE AND EFFECT ANALYSIS* (FMEA) IEC 60812
PADA AMINE CONTACTOR SYSTEM**

BAYU SINUNG PAMBUDI
NRP 02511440000073

Dosen Pembimbing
Budi Agung Kurniawan, ST.,M.Sc
Dr. Eng. Hosta Ardhyanta, ST.,M.Sc

DEPARTEMEN TEKNIK MATERIAL DAN METALURGI
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018



TUGAS AKHIR - TL141584

**STUDI APLIKASI *RISK-BASED INSPECTION* (RBI)
SEMI-KUANTITATIF API RP 581 DAN *FAILURE
MODE AND EFFECT ANALYSIS* (FMEA) IEC 60812
PADA AMINE CONTACTOR SYSTEM**

BAYU SINUNG PAMBUDI
NRP 02511440000073

Dosen Pembimbing
Budi Agung Kurniawan, ST.,M.Sc
Dr. Eng. Hosta Ardhyananta, ST.,M.Sc

DEPARTEMEN TEKNIK MATERIAL DAN METALURGI
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018

--*Halaman sengaja dikosongkan*--



FINAL PROJECT - TL141584

**APPLICATION STUDY RISK-BASED INSPECTION
(RBI) SEMI-QUANTITATIVE API RP 581 AND
FAILURE MODE AND EFFECT ANALYSIS (FMEA)
IEC 60812 ON AMINE CONTACTOR SYSTEM**

**BAYU SINUNG PAMBUDI
NRP 02511440000073**

**Supervisor
Budi Agung Kurniawan, ST.,M.Sc
Dr. Eng. Hosta Ardhyananta, ST.,M.Sc**

**MATERIALS AND METALLURGICAL ENGINEERING DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2018**

--*Halaman sengaja dikosongkan*--

STUDI APLIKASI *RISK-BASED INSPECTION* (RBI) SEMI-KUANTITATIF API RP 581 DAN *FAILURE MODE AND EFFECT ANALYSIS* (FMEA) IEC 60812 PADA AMINE CONTACTOR SYSTEM

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat

Memperoleh Gelar Sarjana Teknik

Pada

Bidang Korosi dan Kegagalan Material

Program Studi S-1 Departemen Teknik Material dan Metalurgi

Fakultas Teknologi Industri

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

BAYU SINUNG PAMBUDI

NRP. 02511440000073

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Budi Agung Kurniawan, S.T., M.Sc. (Pembimbing I)
2. Dr. Eng. Hosta Ardhyananta, S.T., M.Sc. (Pembimbing II)



--Halaman sengaja dikosongkan--

STUDI APLIKASI *RISK-BASED INSPECTION* (RBI) SEMI-KUANTITATIF API RP 581 DAN *FAILURE MODE AND EFFECT ANALYSIS* (FMEA) IEC 60812 PADA AMINE CONTACTOR SYSTEM

Nama Mahasiswa : Bayu Sinung Pambudi
NRP : 02511440000073
Departemen : Teknik Material dan Metalurgi
Dosen Pembimbing: 1.Budi Agung Kurniawan, S.T., M.Sc
2.Dr.Eng.Hosta Ardhyanta, S.T.,M.Sc

Abstrak

Industri migas merupakan satu industri yang memiliki resiko yang tinggi (*high risk*), penggunaan teknologi canggih (*high technology*), dan sumber daya yang terlatih serta besarnya capital yang diperlukan (*high capital*). Sistem *Amine Contactor* adalah salah satu dari peralatan di dalam industri pengolahan migas yang berfungsi sebagai unit yang mereaksikan *lean amine* (MDEA) dengan gas proses. Sistem *Amine Contactor* terdiri dari 2 buah pressure vessel dan 4 buah pipa yaitu pressure vessel *Amine Contactor* 135-V-06, Pipa *Inlet* Gas Proses (14"-PG-35001-B06D), Pipa *Outlet* Gas Proses (14"-PG-35006-B06D), Pipa *Inlet* Amine (6"-PA-3510-B06B) dan Pipa *Outlet* Amine (6"-PA-35011-N06B). Sistem *Amine Contactor* memiliki tekanan dan fluida mengalir di dalamnya yaitu gas hidrokarbon, H₂S dan CO₂ yang menyebabkan alat ini dapat mengakibatkan bahaya pada keselamatan, antara lain ledakan, kebakaran, dan pencemaran lingkungan. *Risk Based Inspection* (RBI) dan *Failure Mode and Effect Analysis* (FMEA) digunakan sebagai metode untuk mengetahui tingkat resiko sebuah peralatan sehingga didapatkan penjadwalan dan metode inspeksi yang efisien. Dari hasil analisa dan perhitungan menggunakan RBI didapatkan *Amine Contactor System* memiliki peralatan dengan kategori resiko *Medium* 1 buah yaitu Pipa *Inlet* Amine dan 5 buah peralatan dengan kategori resiko *Medium-High* yaitu *Amine Contactor Top Shell*, *Amine Contactor*

Bottom Shell, Pipa *Inlet* Gas Proses, Pipa *Outlet* Gas Proses dan Pipa *Outlet* Amine. Berdasarkan hasil dan analisa menggunakan FMEA didapatkan mode kegagalan sistem *Amine Contactor* yang memiliki resiko paling besar yaitu *Trays Failure* dengan nilai RPN sebesar 72. Metode inspeksi yang tepat untuk sistem *Amine Contactor* adalah *Ultrasonic Thickness Testing* dengan interval 1 buah peralatan U.T setiap 30 bulan dengan luas area inspeksi parsial yaitu Pipa *Inlet* Amine, 1 buah peralatan U.T setiap 30 bulan dengan luas area inspeksi penuh yaitu Pipa *Outlet* Amine dan 4 buah peralatan dengan jadwal inspeksi setiap 24 bulan dengan luas area penuh yaitu *Amine Contactor Top Shell*, *Amine Contactor Bottom Shell*, Pipa *Inlet* Gas Proses dan Pipa *Outlet* Gas Proses.

Kata Kunci : API, Risk-Based Inspection, Amine Contactor, FMEA

APPLICATION STUDY RISK-BASED INSPECTION (RBI) SEMI-QUANTITATIVE API RP 581 AND FAILURE MODE AND EFFECT ANALYSIS (FMEA) IEC 60812 ON AMINE CONTACTOR SYSTEM

Student Name : Bayu Sinung Pambudi
Student ID : 02511440000073
Departement : Materials and Metallurgical Engineering
Supervisor : 1.Budi Agung Kurniawan, S.T., M.Sc
2.Dr.Eng.Hosta Ardhyananta, S.T.,M.Sc

Abstract

Oil and Gas Industry is an industry that has high risk, high technology, trained resources and high capital. Amine Contactor System is one of the equipment in the oil and gas processing industry that functions as a reacting unit of lean amine (MDEA) with a gas process. Amine Contactor System consists of 1 pressure vessel and 4 pipes ie pressure vessel Amine Contactor 135-V-06, Gas Process Inlet Pipe (14"-PG-35001-B06D), Gas Process Outlet Pipe (14" -PG- 35006-B06D), Amine Inlet Pipe (6 "-PA-3510-B06B) and Amine Outlet Pipe (6" -PA-35011-N06B). The Amine Contactor System has pressures and fluids flowing in them like hydrocarbon gases, H₂S and CO₂ causing this device to cause hazards to safety, including explosions, fires, and environmental pollution. Risk Based Inspection (RBI) and Failure Mode and Effect Analysis (FMEA) are used as a method to determine the risk level of an equipment to obtain efficient scheduling and inspection methods. From the results of analysis and calculation using RBI obtained Amine Contactor System has a part with the risk of Medium Level 1 piece is Amine Inlet Pipe and Level Medium-High 5 pieces Amine Contactor Top Shell, Amine Contactor Bottom Shell, Gas Process Inlet Pipe, Gas Process Pipe Outlet Pipe and Amine Outlet Pipe. Based on the results and analysis using FMEA it is obtained that Amine Contactor System failure mode has the greatest risk is Trays Failure with RPN value of 72. The inspection

method for Amine Contactor System is Ultrasonic Thickness Testing with 1 pieces of UT with interval every 30 months with the area of inspection partial is Amine Inlet Pipe, 1 pieces of UT with interval every 30 months with the area of inspection full is Amine Outlet Pipe and 4 pieces of equipment with interval every 24 months inspection schedule with full area is Amine Contactor Top Shell, Amine Contactor Bottom Shell, Gas Process Inlet Pipe and Gas Process Outlet Pipe.

Keyword: API, Risk-Based Inspection, Amine Contactor, FMEA

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah memberi nikmat, anugerah, kekuatan, hidayah dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir pada Departemen Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS. Penulis menyadari bahwa tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan baik atas bantuan dan dukungan dari beberapa pihak. Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah memberi dukungan dan bimbingan kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan, yaitu:

1. Bapak Dwiyo, Ibu Sumarni, Mbak Amarsella Luluh Nurwikan, Mas Hari Sulistyono, Badra Gita Ningtyas, dan Rafael Aldebaran Saka Wijaya selaku keluarga penulis yang selalu mendukung dan memberikan doa.
2. Bapak Budi Agung Kurniawan, S.T.,M.Sc dan Bapak Dr.Eng Hosta Ardhyana S.T, M,Sc. selaku dosen pembimbing tugas akhir dan telah memberikan banyak bimbingan dan wawasan.
3. Bapak Saheb Machfud, S.T selaku pembimbing lapangan di Saka Indonesia Pangkah Limited yang telah banyak membantu dan memberi masukan kepada penulis.
4. Ibu Widyastuti selaku dosen wali penulis pada Departemen Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS.
5. Bapak Dr. Agung Purniawan, S.T., M.Eng. selaku Ketua Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS.
6. Vigita Maria Cecilia Kewas selaku patner tugas akhir penulis yang banyak membantu memberi masukan dan bantuan dalam tugas akhir.
7. Bapak Hanan, Bapak Triyono, Mbak Haqi, selaku Engineer dan Mas Yusuf, Mas Eko selaku Inspector di Saka Indonesia Pangkah Limited yang telah membantu dalam pengambilan data lapangan.
8. Teman-teman Laboratorium Korosi, Alvan, Gerry, Abyan, Megah, Alip, Azmi, Riyan dan Habib.

9. Teman-teman Laboratorium Metalurgi, Este, Ody, Ninur, Bram, Ferdi, Bobby, Chang, Bolex, Leo, Faykel, Hn dan Surya.
10. Sedulur Tiliskitip yang selalu menjadi orang terdekat yang siap direpotkan penulis.
11. Saudara-saudara MT16 selaku keluarga penulis di Surabaya dan menjadi tempat berbagi baik dalam senang maupun sedih.
12. Seseorang yang selalu memberi support kepada penulis untuk mengerjakan tugas akhir ini.
13. Dosen dan karyawan yang telah membantu penulis untuk menyelesaikan perkuliahan di Departemen Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS.
14. Dan untuk seluruh pihak yang telah memberikan partisipasi atas penulisan tugas akhir ini.

Demi perbaikan selanjutnya, saran dan kritik yang membangun akan penulis terima dengan senang hati. Akhirnya, hanya kepada Allah SWT penulis serahkan segalanya mudah-mudahan dapat bermanfaat khususnya bagi penulis dan bagi kita semua.

Surabaya, 24 Juni 2018
Penulis,

Bayu Sinung Pambudi

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	v
ABSTRAK.....	vii
KATA PENGANTAR	xi
DAFTAR ISI.....	xiii
DAFTAR GAMBAR	xvii
DAFTAR TABEL.....	xix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	2
1.3 Batasan Masalah.....	2
1.4 Tujuan Penelitian	2
1.5 Manfaat Penelitian.....	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1 Inspeksi	5
2.1.1 <i>Time Based Inspection (TBI)</i>	5
2.1.2 <i>Conditional Based Inspection (CBI)</i>	5
2.1.3 <i>Risk Based Inspection (RBI)</i>	6
2.2 Metode RBI Semi-Kuantitatif	9
2.3 <i>Probability of Failure</i> /Kemungkinan Kegagalan (POF)....	9
2.3.1 <i>Generic Failure Frequency (gff)</i>	9
2.3.2 <i>Damage Factor (Df)</i>	11
2.3.3 Faktor Manajemen Sistem (F_{MS})	18
2.4 <i>Consequency of Failure</i> /Konsekuensi Kegagalan (COF) ..	19
2.4.1 Fluida Representatif dan Sifatnya.....	19
2.4.2 Ukuran Diameter Lubang Kebocoran.....	23
2.4.3 Laju Kebocoran	24
2.4.4 Estimasi Jumlah Total Fluida yang Ada untuk Keluar	27
2.4.5 Tipe Kebocoran	28
2.4.6 Dampak Sistem Deteksi dan Isolasi Terhadap Kebocoran	29
2.4.7 Perhitungan Laju dan Massa Kebocoran	31

2.4.8 Penentuan Konsekuensi Kebakaran dan Konsekuensi Ledakan (CA^{flam})	32
2.4.9 Penentuan Konsekuensi Racun (CA^{tox})	39
2.4.10 Penentuan Konsekuensi Tidak Mudah Terbakar dan Tidak Beracun (CA^{nflm})	41
2.4.11 Penentuan Konsekuensi Kerusakan Komponen dan Cidera Personel	42
2.5 <i>Risk Level</i>	42
2.6 <i>Failure Mode and Effect Analysis</i> (FMEA)	44
2.6.1 <i>Process FMEA</i>	45
2.7 <i>Amine Contactor System</i>	48
2.7.1 <i>Unit Amine Contactor System</i>	49
2.7.2 Peralatan dan Komponen Internal	49
2.7.3 <i>Proses Sweetening Gas</i>	54
2.8 Penentuan Metode dan Perencanaan Inspeksi.....	56
2.9 <i>Remaining Lifetime</i>	57
2.10 <i>Ultrasonic Thickness Testing</i>	58
2.11 Penelitian Sebelumnya	59
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	61
3.1 Diagram Alir	61
3.2 Prosedur Penelitian.....	64
3.2.1 Identifikasi dan Perumusan Masalah	65
3.2.2 Studi Literatur	65
3.2.3 Pengumpulan Data.....	66
3.2.4 Perhitungan <i>Probability of Failure</i>	66
3.2.5 Perhitungan <i>Consequency of Failure</i>	67
3.2.6 <i>Failure Mode and Effect Analysis</i>	67
3.2.7 Penentuan <i>Risk Level</i> dan <i>Risk Priority Number</i>	67
3.2.8 Analisa Data dan Pembahasan.....	68
3.2.9 Perencanaan Metode dan Jadwal Inspeksi.....	68
BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN.....	69
4.1 Data Umum Peralatan	69
4.2 <i>Analisa Risk Based Inspection</i> (RBI)	74
4.2.1 Konsekuensi Kegagalan (<i>Consequency of Failure</i>)....	75
4.2.2 Kemungkinan Kegagalan (<i>Probability of Failure</i>)...102	

4.2.3 Penentuan Tingkat Resiko (<i>Risk Level</i>)	109
4.3 Analisa Failure Mode and Effect Analysis (FMEA)	112
4.4 Perencanaan Jadwal Inspeksi	119
4.5 <i>Remaining Lifetime</i> Peralatan	120
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	123
5.1 Kesimpulan	123
5.2 Saran	124
DAFTAR PUSTAKA	xxiii
LAMPIRAN	
BIODATA PENULIS	

--Halaman sengaja dikosongkan--

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Manajemen Menggunakan RBI.....	7
Gambar 2.2 Proses Perencanaan Inspeksi RBI.....	8
Gambar 2.3 Tingkat Matriks Resiko	43
Gambar 2.4 Sistem pada <i>Amine Contactor</i>	48
Gambar 2.5 <i>Pipe Branch</i> pada <i>Amine Contactor</i>	50
Gambar 2.6 <i>Tray/Sieve</i>	50
Gambar 2.7 <i>Demister Pad</i>	51
Gambar 2.8 <i>Vortex Breaker</i>	51
Gambar 2.9 <i>Skimming Bucket</i>	52
Gambar 2.10 <i>Man Way Covers</i>	52
Gambar 2.11 Alat Instrumentasi <i>Amine Contactor</i>	53
Gambar 2.12 <i>Amine Contactor Cladding</i>	53
Gambar 2.13 <i>Valve</i> pada <i>Amine Contactor</i>	54
Gambar 2.14 Proses <i>Gas Sweetening</i>	55
Gambar 2.15 Mekanisme <i>Ultrasonic Thickness Testing</i>	58
Gambar 2.16 Alat <i>Ultrasonic Thickness</i> Olympus 38DL Plus....	59
Gambar 2.17 Hasil Pengukuran Menggunakan <i>Ultrasonic Thickness</i>	59
Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian.....	61
Gambar 3.2 Diagram Alir <i>Probability of Failure</i>	62
Gambar 3.3 Diagram Alir <i>Consequency of Failure</i>	64
Gambar 4.1 <i>Piping and Instrumentation Diagrams (P&ID)</i> <i>Amine Contactor System</i>	74
Gambar 4.2 Matriks Resiko <i>Amine Contactor System</i>	110

--Halaman sengaja dikosongkan--

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Rekomendasi Nilai Frekuensi Kegagalan Umum	10
Tabel 2.2	Kategori Keefektifitasan Inspeksi	13
Tabel 2.3	Pedoman Penilaian Keefektifan Inspeksi – <i>General Thinning</i>	15
Tabel 2.4	Faktor Kerusakan <i>Thinning</i>	16
Tabel 2.5	Daftar Fluida Representatif di Analisis Konsekuensi	19
Tabel 2.6	<i>Properties</i> dari Fluida Representatif	21
Tabel 2.7	Nilai C_p dari Fluida Representatif.....	22
Tabel 2.8	Analisis Penentuan Fase dari Fluida	23
Tabel 2.9	Ukuran Diameter Skenario Lubang Kebocoran yang Digunakan Dalam API RBI.....	24
Tabel 2.10	Tipe dan Klasifikasi Sistem Deteksi dan Isolasi	30
Tabel 2.11	Faktor Reduksi Kebocoran.....	30
Tabel 2.12	Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi	31
Tabel 2.13	Pengaturan Konsekuensi Keterbakaran untuk Sistem Mitigasi.....	34
Tabel 2.14	Konstanta Konsekuensi Keterbakaran <i>Continuous Release</i>	38
Tabel 2.15	Konstanta Konsekuensi Keterbakaran <i>Instantaneous Release</i>	38
Tabel 2.16	Konstanta Konsekuensi Cidera Personil <i>Continuous Release</i>	39
Tabel 2.17	Konstanta Konsekuensi Cidera Personel <i>Instantaneous Release</i>	39
Tabel 2.18	Konstanta Perhitungan Konsekuensi Racun.....	41
Tabel 2.19	Kategori Kemungkinan Kegagalan dan Konsekuensi Kegagalan.....	43
Tabel 2.20	Klasifikasi warna terhadap matriks resiko	44
Tabel 2.21	Nilai <i>Severity</i> pada <i>Process FMEA</i>	46
Tabel 2.22	Nilai <i>Occurrence</i> pada <i>Process FMEA</i>	47
Tabel 2.23	Nilai <i>Detection</i> pada <i>Process FMEA</i>	47

Tabel 2.24	Integritas Inspeksi pada Peralatan Statis RBI.....	55
Tabel 2.25	Metode Inspeksi dan Frekuensi Inspeksi berdasarkan Tingkat Resiko	56
Tabel 3.1	Peralatan yang akan Dilakukan Identifikasi dan Perumusan Masalah.....	65
Tabel 4.1	Peralatan <i>Amine Contactor System</i> dan Fluida Representatif RBI API 581.....	75
Tabel 4.2	Massa Komponen Peralatan	76
Tabel 4.3	Massa <i>Inventory</i> Peralatan.....	77
Tabel 4.4	Laju Kebocoran Peralatan	79
Tabel 4.5	Tipe Kebocoran dari Peralatan	80
Tabel 4.6	Durasi Kebocoran berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi	81
Tabel 4.7	Nilai Laju Kebocoran ($rate_n$)	82
Tabel 4.8	Durasi Kebocoran (Id_n)	82
Tabel 4.9	Massa Kebocoran ($mass_n$)	83
Tabel 4.10	Faktor Koreksi Efisiensi Energi ($ennef_n$)	84
Tabel 4.11	Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan AINL- CONT	85
Tabel 4.12	Laju Kebocoran Efektif AINL-CONT	86
Tabel 4.13	Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan AIL-CONT	86
Tabel 4.14	Laju Kebocoran Efektif AIL-CONT	87
Tabel 4.15	Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan AINL- INST	87
Tabel 4.16	Laju Kebocoran Efektif AINL-INST	88
Tabel 4.17	Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan AIL-INST..	88
Tabel 4.18	Laju Kebocoran Efektif AIL-INST	89
Tabel 4.19	Konsekuensi Area Cidera Personel AINL-CONT	90
Tabel 4.20	Konsekuensi Area Cidera Personel AIL-CONT	90
Tabel 4.21	Konsekuensi Area Cidera Personel AINL-INST	91
Tabel 4.22	Konsekuensi Area Cidera Personel AIL-INST	91
Tabel 4.23	Nilai <i>Blending Factor</i> untuk Tipe Kebocoran Peralatan	92
Tabel 4.24	Konsekuensi Area untuk <i>Amine Contactor Top Shell</i>	93

Tabel 4.25 Konsekuensi Area untuk <i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	94
Tabel 4.26 Konsekuensi Area untuk Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	94
Tabel 4.27 Konsekuensi Area untuk Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses.....	94
Tabel 4.28 Konsekuensi Area untuk Kerusakan Peralatan dan Cidera Personel <i>Amine Contactor Top Shell</i>	95
Tabel 4.29 Konsekuensi Area untuk Kerusakan Peralatan dan Cidera Personel <i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	95
Tabel 4.30 Konsekuensi Area untuk Kerusakan Peralatan dan Cidera Personel Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	96
Tabel 4.31 Konsekuensi Area untuk Kerusakan Peralatan dan Cidera Personel Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses.....	96
Tabel 4.32 Luasan Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan dan Cidera Personel	97
Tabel 4.33 Durasi Kebocoran Konsekuensi Racun.....	98
Tabel 4.34 Presentase Racun pada setiap Fluida Peralatan	98
Tabel 4.35 Laju Kebocoran Konsekuensi Racun	99
Tabel 4.36 Massa Kebocoran Konsekuensi Racun	100
Tabel 4.37 Konsekuensi Area untuk Konsekuensi Racun.....	101
Tabel 4.38 Luasan Konsekuensi Keracunan Personel.....	102
Tabel 4.39 Frekuensi Kegagalan Peralatan Berdasarkan Tipe Ukuran Lubang.....	102
Tabel 4.40 <i>Damage Factor</i> Peralatan <i>Amine Contactor System</i>	103
Tabel 4.41 Perhitungan Nilai A_T dari Peralatan	104
Tabel 4.42 <i>Total Damage Factor Thinning</i> Peralatan.....	105
Tabel 4.43 <i>Environmental Severity Damage Factor SCC H₂S</i>	106
Tabel 4.44 Kategori Kemungkinan Kegagalan Peralatan Berdasarkan <i>Total Damage Factor</i>	107
Tabel 4.45 Nilai <i>Probability of Failure Amine Contactor System</i>	108
Tabel 4.46 Nilai Luasan Konsekuensi Keterbakaran dan Ledakan	109

Tabel 4.47 Kategori Konsekuensi Kegagalan Peralatan Berdasarkan Luas Konsekuensi.....	109
Tabel 4.48 Tingkat Resiko dari Peralatan <i>Amine Contactor System</i>	110
Tabel 4.49 Kategori Resiko Peralatan Berdasarkan Matriks Resiko	111
Tabel 4.50 Analisa Resiko Komponen <i>Amine Contactor System</i> berdasarkan FMEA IEC 60812	119
Tabel 4.51 Jadwal Inspeksi <i>Amine Contactor System</i>	120
Tabel 4.52 <i>Thickness Minimum</i> dan <i>Remaining Lifetime Amine Contactor System</i>	122

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri minyak dan gas bumi merupakan sektor penting di dalam pembangunan nasional baik dalam hal pemenuhan kebutuhan energi dan bahan baku industri di dalam negeri maupun sebagai penghasil devisa negara sehingga pengelolaannya perlu dilakukan seoptimal mungkin. Industri migas merupakan satu industri yang memiliki resiko yang tinggi (*high risk*), penggunaan teknologi canggih (*high technology*), dan sumber daya yang terlatih serta besarnya capital yang diperlukan (*high capital*). Proses pengolahan gas alam adalah proses industri yang kompleks dirancang untuk membersihkan gas alam mentah dengan memisahkan kotoran dan berbagai non-metana hidrokarbon dan cairan untuk menghasilkan apa yang dikenal sebagai *dry natural gas*. Pada saat keluar dari sumur, gas alam biasanya mengandung kontaminan yaitu hidrokarbon cair, air, H_2S , dan gas inert. Sebagai langkah pemisahan awal gas alam dengan liquid yang menyertainya, digunakan separator sebelum proses lain dilakukan. Kontaminan selain hidrokarbon (gas), terutama yang berupa impurities dalam gas alam perlu dipisahkan/dihilangkan. Untuk memisahkan kandungan H_2S dan CO_2 , diperlukan proses khusus yang sering disebut dengan *Sweetening Process*. Proses *sweetening gas* yang paling umum dilakukan adalah *Amine Sweetening*. Alat yang digunakan dalam proses *Amine Sweetening* adalah *Amine Contactor* (Saka Indonesia Pangkah Limited, 2009)

Amine Contactor merupakan salah satu jenis dari pressure vessel yang berfungsi untuk mengkontakan antara *sour gas* dan larutan amine. Alat ini memiliki tekanan dan fluida yang mengalir di dalamnya yaitu *sour gas* mengandung unsur Hidrokarbon gas, H_2S dan CO_2 sehingga alat ini dapat mengakibatkan bahaya pada keselamatan, antara lain ledakan, kebakaran, dan pencemaran lingkungan. resiko bahaya tersebut dapat mengancam keselamatan pekerja di sekitar area tersebut serta dapat merusak peralatan



disekitarnya dan mengganggu berjalannya proses produksi sehingga akan merugikan perusahaan. (Saka Indonesia Pangkah Limited, 2009)

Risk Based Inspection (RBI) dan *Failure Mode and Effect Inspection* (FMEA) adalah suatu metode pendekatan secara modern yang dapat digunakan sebagai cara inspeksi terhadap unit/peralatan berdasarkan kemungkinan-kemungkinan resiko yang dapat terjadi baik dari segi kegagalan, biaya, lingkungan, operasi, keamanan dan keselamatan. Dengan menggunakan RBI yang mengacu pada API 581 dan FMEA IEC 60812 dapat menghasilkan tingkat resiko yang akurat pada *Amine Contactor System*, sehingga dapat dilakukan upaya-upaya pengendalian yang memadai untuk mencegah terjadinya kegagalan.

1.2 Rumusan Masalah

Perumusan masalah pada penelitian ini adalah :

1. Bagaimana tingkat resiko *Amine Contactor System* menggunakan analisis RBI API 581.
2. Bagaimana tingkat resiko *Amine Contactor System* menggunakan analisis FMEA IEC 60812.
3. Bagaimana perencanaan metode dan penjadwalan inspeksi yang tepat untuk diterapkan pada *Amine Contactor System*.

1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah dalam penelitian ini adalah :

1. Temperatur dan tekanan dianggap konstan
2. Resiko finansial tidak diperhitungkan
3. Laju korosi dianggap konstan

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Menganalisis tingkat resiko *Amine Contactor System* berdasarkan RBI API 581.



2. Menganalisis tingkat resiko *Amine Contactor System* FMEA menggunakan IEC 60812.
3. Merancang metode dan penjadwalan inspeksi pada *Amine Contactor System*.

1.5 Manfaat Penelitian

Penelitian ini bermanfaat untuk

1. Memberikan tingkat resiko pada *Amine Contactor System* berdasarkan RBI API 581.
2. Memberikan tingkat resiko pada *Amine Contactor System* berdasarkan FMEA IEC 60812.
3. Memberikan informasi mengenai metode inspeksi dan penjadwalan inspeksi yang sesuai pada *Amine Contactor System*
4. Memberikan informasi mengenai *remaining lifetime* pada *Amine Contactor System*.



--Halaman sengaja dikosongkan--

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2. 1 Inspeksi

Inspeksi merupakan aktivitas untuk memeriksa dan menguji produk/komponen/ perakitan material agar sesuai dengan spesifikasi desain. Kegiatan inspeksi menjadi hal penting dalam proses produksi. Kegiatan inspeksi ini memberikan nilai kualitas suatu produk baik atau tidak. (American Petroleum Institute (API), 2008) . Dua metode untuk mencapai integritas peralatan bertekanan adalah pemeriksaan berbasis waktu dan metodologi pemeriksaan berbasis risiko.

Tujuan dari inspeksi adalah (Peterson & Jablonski, 2003):

1. Menjaga integritas dari sebuah asset
2. Meningkatkan/menjaga reliabilitas
3. Menjaga tempat kerja, dan tempat operasi yang aman
4. Memastikan kelayakan untuk service
5. Menyediakan dan membuktikan Uji Tuntas (*due diligence*)
6. Melaksanakan hal – hal diatas dengan biaya yang serendah mungkin.

2.1.1 Time Based Inspection (TBI)

Metodologi integritas aset berbasis waktu (*time based inspection*) memerlukan lebih sedikit pengumpulan data dan mengikuti interval yang ditetapkan oleh otoritas pemerintah. Hasil yang dihasilkan adalah sistem dimana inspeksi akan terjadi secara teratur, dengan sedikit atau tanpa perhatian yang diberikan untuk menerapkan pengukuran inspeksi. Sumber daya, waktu dan uang inspeksi dapat terbuang untuk melakukan tugas yang tidak perlu. Akibatnya, strategi *Time-Based* lebih berguna untuk peralatan yang memiliki siklus hidup dan jadwal penggantian. (Webb, 2017).

2.1.2 Conditional Based Inspection (CBI)

Condition Based Inspection (CBI) adalah jenis perawatan prediktif yang melibatkan penggunaan sensor untuk mengukur

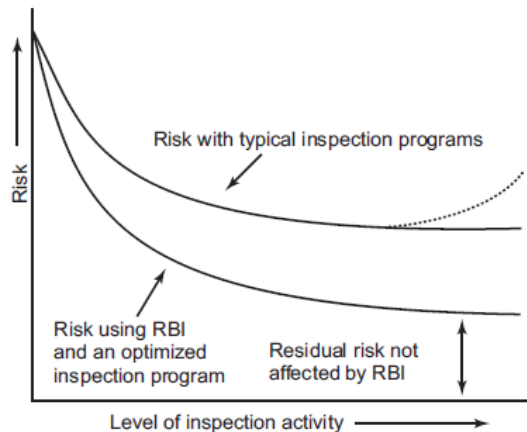


status aset dari waktu ke waktu saat beroperasi. Data yang dikumpulkan dapat digunakan untuk menetapkan tren, memprediksi kegagalan, dan menghitung sisa umur suatu aset. Menggunakan CBI perawatan hanya dilakukan bila data menunjukkan bahwa kinerja menurun atau terjadi kegagalan. Daripada pada dengan interval tertentu seperti dengan perawatan preventif.

2.1.3 Risk Based Inspection (RBI)

Inspeksi Berbasis Risiko (*Risk Based Inspection*) adalah suatu metode inspeksi yang menggunakan risiko (*risk*) sebagai dasar untuk merencanakan dan mengatur usaha-usaha untuk menjalankan suatu program inspeksi. Inspeksi ini ditujukan bagi peralatan-peralatan dalam satu proses produksi untuk diketahui seberapa besar tingkat risiko kegagalan dari peralatan-peralatan tersebut agar kemudian dapat diurutkan berdasar prioritas tingkat risikonya sehingga program inspeksi dapat diarahkan pada peralatan sesuai dengan apa yang dibutuhkan.

RBI adalah suatu metode perencanaan atau program inspeksi dan pengujian serta strategi pemeliharaan dengan menggunakan resiko sebagai metode dasarnya. Program inspeksi dan pengujian mulai dari material sampai pada peralatan operasi di lokasi (*plant*) produksi minyak dan gas. Resiko yang didefinisikan sebagai peluang terjadinya kegagalan (*probability of failure*) dan konsekuensi akibat kegagalan (*concequence of failure*) diformulasikan sebagai berikut (American Petroleum Institute (API), 2008). Penggambaran mengenai dari level aktifitas inspeksi dan resiko dengan dan tanpa menggunakan RBI terdapat pada Gambar 2.1

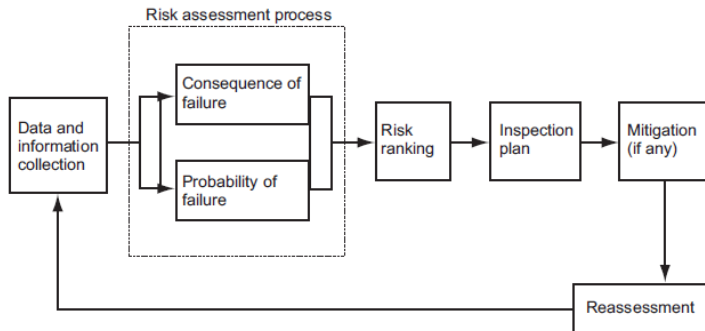


Gambar 2.1 Manajemen Menggunakan RBI (American Petroleum Institute (API), 2008)

Seperti yang kita ketahui bahwa sebuah resiko tidak dapat dikurangi atau dihilangkan sepenuhnya seperti pada Gambar 2.1 dikarenakan terdapat beberapa faktor yang tidak dapat diinspeksi contohnya sebagai berikut:

1. Kesalahan manusia
2. Bencana alam
3. Kejadian eksternal
4. Efek sekunder dari peralatan lain
5. Tindakan yang disengaja
6. Batasan dasar pada metode inspeksi
7. Kesalahan desain
8. Mekanisme kegagalan yang tidak diketahui sebelumnya

Perencanaan inspeksi (*inspection planning*) yang didasarkan *risk* akan memprioritaskan nilai-nilai *risk* yang lebih tinggi dibanding dengan yang lebih rendah. Proses perencanaan inspeksi digambarkan pada Gambar 2.2



Gambar 2.2 Proses Perencanaan Inspeksi RBI (American Petroleum Institute (API), 2008)

Hal ini dapat meningkatkan efisiensi dan juga menekan biaya (*cost*) inspeksi. Secara umum, tujuan dari metode ini adalah (American Petroleum Institute (API), 2009):

- Menyeleksi atau menyaring (*screening*) seluruh peralatan pada unit operasi dari suatu fasilitas untuk mengidentifikasi area yang memiliki risiko paling tinggi (*high risk*).
- Menghitung nilai risiko (*risk assessment*) seluruh peralatan pada unit operasi dari hasil penghitungan *probability of failure* dan *consequence of failure*.
- Menentukan prioritas peralatan yang membutuhkan inspeksi dan mitigasi berdasarkan hasil perhitungan risiko (*risk assessment*).
- Mengembangkan program inspeksi yang sesuai dan efektif.
- Mengelola risiko akibat kegagalan yang terjadi pada suatu peralatan dan menentukan metode mitigasi untuk mengurangi risiko tersebut.

Berikut jenis peralatan dan komponen / komponen yang terkait tercakup dalam dokumen RBI API 581.

- Pressure Vessels*—All pressure containing components.
- Process Piping*—Pipe and piping components.
- Storage Tanks*—Atmospheric and pressurized.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA



- d) *Rotating Equipment—Pressure containing components.*
- e) *Boilers and Heaters—Pressurized components.*
- f) *Heat exchangers (shells, floating heads, channels, and bundles).*
- g) *Pressure-relief devices.*

2. 2 Metode RBI Semi-Kuantitatif

Metode semi-kuantitatif merupakan metode yang memiliki karakteristik yang hampir sama dengan metode kualitatif, tapi hasil dari analisis metode semi-kuantitatif lebih akurat. Hasil dari analisis metode semi-kuantitatif dapat menjadi dasar untuk melakukan metode kuantitatif. Penghitungan konsekuensi kegagalan (*Consequence of Failure*) dan Kemungkinan Kegagalan (*Probability of Failure*) dari metode semi-kuantitatif menggunakan *RBI API 581*.

2. 3 *Probability of Failure*/Kemungkinan Kegagalan (PoF)

Probability of Failure (PoF) adalah nilai perhitungan peluang kemungkinan terjadinya kegagalan pada suatu peralatan. Pada *RBI API 581* dijelaskan bahwa nilai kemungkinan kegagalan didapatkan dengan menggunakan persamaan 2.1

$$P_f(t) = gff \cdot D_f(t) \cdot F_{MS} \dots \dots \dots (2.1)$$

Keterangan:

- $P_f(t)$ = *probability of failure*/kemungkinan kegagalan
- gff = *generic failure frequency*/frekuensi umum kegagalan
- $D_f(t)$ = *damage factor*/faktor kerusakan
- F_{MS} = *management systems factor*/faktor sistem manajemen.

2.3.1 *Generic failure frequency* (gff)

Frekuensi umum kegagalan (*gff*) adalah nilai kegagalan peralatan secara umum yang telah ditetapkan untuk berbagai jenis komponen dengan nilai representatif yang berasal dari data kegagalan industri penyulingan dan petrokimia. *GFF* berfungsi



menjadi frekuensi kegagalan sebelum dilakukan secara spesifik kerusakan yang terjadi dari paparan lingkungan operasi, dan disediakan untuk beberapa ukuran tipe skenario lubang kebocoran untuk berbagai jenis peralatan pemrosesan (*process vessel*, drum, sistem perpipaan, tangki, dll.). Ukuran lubang skenario kebocoran dan frekuensi kegagalan yang terkait dimasukkan ke dalam metodologi untuk melepaskan model skenario kebocoran. Empat ukuran lubang yang digunakan untuk memodelkan skenario pelepasan yang mencakup serangkaian peristiwa lengkap (bocor kecil sampai pecah). Daftar nilai *probability of failure* umum yang direkomendasikan oleh RBI API 581 tersedia pada Tabel 2.1 (American Petroleum Institute (API), 2008)

Tabel 2.1 Rekomendasi Nilai Frekuensi Kegagalan Umum (American Petroleum Institute (API), 2008)

Tipe Peralatan	Frekuensi Kegagalan berdasarkan ukuran lubang ($\times 10^{-4}$ kegagalan /tahun)				Gff total (kegagalan/ tahun)
	Small	Medium	Large	Rupture	
Compressor/ COMPC	0.08	0.2	0.02	0	0.3
Compressor/ COMPR	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Heat Exchanger/ HEXSS	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Heat Exchanger/ HEXTS	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Heat Exchanger/ HEXTUBE	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Pipe/PIPE- 1	0.28	0	0	0.026	0.306
Pipe/PIPE- 2	0.28	0	0	0.026	0.306
Pipe/PIPE- 4	0.08	0.2	0	0.026	0.306
Pipe/PIPE- 6	0.08	0.2	0	0.026	0.306
Pipe/PIPE- 8	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Pipe/PIPE- 10	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Pipe/PIPE- 12	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Pipe/PIPE- 16	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Pipe/PIPE GT16	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Pump/PUMP2S	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Pump/PUMPR	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Pump/PUMPI5	0.08	0.2	0.02	0.006	0.306
Tank650/TANKBOTOM	7.2	0	0	0.006	7.20
Tank650/COURSE-1	0.7	0.25	0.05	0.001	1
Tank650/COURSE-2	0.7	0.25	0.05	0.001	1
Tank650/COURSE-3	0.7	0.25	0.05	0.001	1
Tank650/COURSE-4	0.7	0.25	0.05	0.001	1
Tank650/COURSE-5	0.7	0.25	0.05	0.001	1
Tank650/COURSE-6	0.7	0.25	0.05	0.001	1
Tank650/COURSE-7	0.7	0.25	0.05	0.001	1



Tank650/COURSE-8	0.7	0.25	0.05	0.001	1
Tank650/COURSE-9	0.7	0.25	0.05	0.001	1
Tank650/COURSE-10	0.7	0.25	0.05	0.001	1
Vessel or Fin/KODRUM	0.8	0.25	0.02	0.006	0.306
Vessel or Fin/COLBTM	0.8	0.2	0.02	0.006	0.306
Vessel or Fin/FINFAN	0.8	0.2	0.02	0.006	0.306
Vessel or Fin/FILTER	0.8	0.2	0.02	0.006	0.306
Vessel or Fin/DRUM	0.8	0.2	0.02	0.006	0.306
Vessel or Fin/REACTOR	0.8	0.2	0.02	0.006	0.306
Vessel or Fin/COLTOP	0.8	0.2	0.02	0.006	0.306
Vessel or Fin/COLMID	0.8	0.2	0.02	0.006	0.306

Frekuensi kegagalan umum diasumsikan memiliki distribusi log-normal, dengan persentase kesalahan antara 3% hingga 10%.

2.3.2 Damage Factor (D_f)

Faktor kerusakan (*Damage Factor*) dimaksudkan untuk mendukung metodologi API RBI dengan menyediakan alat skrining yang menentukan prioritas inspeksi dan mengoptimalkan upaya inspeksi. Faktor-faktor kerusakan tidak memberikan penilaian yang pasti *Fitness-for-Service* komponen. Fungsi dasar dari faktor kerusakan adalah untuk mengevaluasi secara statistik jumlah kerusakan yang mungkin hadir sebagai fungsi waktu dalam aktifitas dan efektifitas pemeriksaan. Faktor kerusakan dihitung berdasarkan teknik yang dijelaskan seperti pada sub bab 2.3.2.1, namun faktor kerusakan tidak dimaksudkan untuk mencerminkan kemungkinan kegagalan aktual untuk tujuan analisis reliabilitas. Faktor kerusakan mencerminkan tingkat kekhawatiran relatif terhadap komponen berdasarkan asumsi yang dinyatakan di masing-masing persyaratan RBI API 581. DF dengan nilai lebih besar dari 1.0 akan meningkatkan POF, dan DF yang memiliki nilai kurang dari 1.0 akan menurunkannya. DF diterapkan pada komponen dan mekanisme kerusakan secara spesifik

Perkiraan faktor kerusakan saat ini disediakan untuk mekanisme kerusakan berikut:

- Thinning* – D_f^{thin}
- Component Linings* – D_f^{elin}
- External Damage* – D_f^{extd}



- d) *Stress Corrosion Cracking* – D_f^{scc}
- e) *High Temperature Hydrogen Attack* – D_f^{htha}
- f) *Mechanical Fatigue (Piping Only)* – D_f^{mfat}
- g) *Brittle Fracture* – D_f^{brit}

Penilaian faktor kerusakan ditentukan oleh fungsi aktifitas inspeksi dan efektifitas pemeriksaan. Efektifitas inspeksi dibagi menjadi lima kategori yang digunakan dalam API RBI 581 ditunjukkan pada Tabel 2.2. Kategori efektifitas pemeriksaan yang disajikan adalah dimaksudkan untuk menjadi contoh dan memberikan pedoman untuk menetapkan efektifitas pemeriksaan aktual. Sebenarnya Keefektifan setiap teknik inspeksi bergantung pada banyak faktor seperti keterampilan dan pelatihan inspektur, dan tingkat keahlian yang digunakan dalam memilih lokasi inspeksi.

Inspeksi diberi peringkat sesuai dengan perkiraan efektifitasnya dalam mendeteksi kerusakan dan memprediksi dengan benar tingkat kerusakan. Keefektifan teknik pemberian pemeriksaan sebenarnya bergantung pada karakteristik mekanisme kerusakan. Jumlah aktifitas inspeksi akan digunakan untuk menentukan kerusakan faktor. Jika efektifitas inspeksi terhadap peralatan berkategori rendah tetapi telah dilakukan selama periode waktu yang ditentukan, mereka dapat didekati dengan pemeriksaan efektifitas yang lebih tinggi.



Tabel 2.2 Kategori Kefektifitasan Inspeksi (American Petroleum Institute (API), 2008)

Kategori Keefektifan Inspeksi	Deskripsi
<i>Highly Effective</i>	Metode inspeksi dengan benar dan mengidentifikasi keadaan kerusakan dalam hampir setiap kasus (atau kepercayaan 80-100%).
<i>Usually Effective</i>	Metode inspeksi dengan benar dan mengidentifikasi keadaan kerusakan dalam sebagian besar waktu (atau 60-80% kepercayaan).
<i>Fairly Effective</i>	Metode inspeksi dengan benar dan mengidentifikasi keadaan kerusakan sekitar setengah dari waktu (atau 40-60% kepercayaan).
<i>Poorly Effective</i>	Metode inspeksi yang memberikan sedikit informasi untuk mengidentifikasi dengan benar keadaan kerusakan yang sebenarnya (atau kepercayaan 20-40%).
<i>Ineffective</i>	Metode inspeksi tidak memberikan atau hampir tidak ada informasi yang benar dalam mengidentifikasi keadaan kerusakan yang sebenarnya dan dianggap tidak efektif untuk mendeteksi mekanisme kerusakan spesifik (kurang dari 20% kepercayaan).

2.3.2.1 Perhitungan Faktor Kerusakan *Thinning* (D^{thin}_t)

Thinning adalah faktor kerusakan yang disebabkan oleh penipisan dinding dari suatu peralatan. Mekanisme kerusakan yang dapat menyebabkan faktor kerusakan *thinning* antara lain (American Petroleum Institute (API), 2003):

1. Korosi Amina

Korosi amina mengacu pada korosi umum dan / atau lokal yang terjadi terutama pada baja karbon dalam proses pengolahan amina. Korosi tidak disebabkan oleh amina itu sendiri, namun hasil dari gas asam terlarut (CO_2 dan H_2S), produk degradasi amina dan kontaminan lainnya.

2. Korosi CO_2

Korosi karbon dioksida (CO_2) terjadi saat CO_2 larut dalam air untuk membentuk asam karbonat (H_2CO_3). Asam karbonat dapat menurunkan pH dan dalam jumlah yang cukup dapat



menyebabkan korosi *general* atau korosi *pitting* pada baja karbon.

3. Erosi – Korosi Erosi

Erosi adalah penghilangan permukaan secara mekanik akibat adanya pergerakan dan impak dari bahan padat, cair dan gas maupun kombinasinya. Korosi erosi adalah kerusakan yang terjadi akibat hilangnya lapisan film pelindung yang terjadi di permukaan logam.

Dalam penilaian RBI API 581, semua komponen harus diperiksa dengan faktor kerusakan *thinning*. Berikut adalah prosedur dalam menghitung nilai dari faktor kerusakan *thinning*:

1. Menentukan jumlah inspeksi dan kategori keefektifan inspeksi dari semua inspeksi yang telah dijalani. Pedoman dalam penilaian keefektifan inspeksi untuk *general thinning* dijabarkan di Tabel 2.3.
2. Menentukan *time in-service, age*, sejak inspeksi pembacaan ketebalan terakhir, t_{rd}
3. Menentukan laju korosi dari *base metal*, $C_{r,bm}$, berdasarkan material dan lingkungan prosesnya.
4. Menentukan ketebalan dinding minimum, t_{min} menggunakan kode konstruksinya atau menggunakan API RP 579.
5. Menentukan parameter A_{rt} menggunakan Persamaan (2.2) berdasarkan usia dan dari langkah 2, langkah 3 dan langkah 4.

$$A_{rt} = \left[\max \left(1 - \frac{t_{rd} - C_{r,bm} \cdot age}{t_{min} + CA} \right), 0.0 \right] \dots \dots \dots (2.2)$$

Keterangan:

A_{rt} = Parameter *damage factor*

t_{rd} = *Thickness reading* (mm)

$C_{r,bm}$ = *Corrosion rate base material* (mmpy)

age = Umur pakai peralatan (tahun)

t_{min} = *Thickness minimum* berdasarkan API 579 (mm)

CA = *Corrosion allowance* (mm)



6. Menentukan faktor kerusakan dasar untuk *thinning* D_{FB}^{thin} dengan menggunakan Tabel 2.4 sesuai dengan jumlah dan kategori pemeriksaan efektif tertinggi dari langkah 1 dan parameter dari langkah 5.

Tabel 2.3 Pedoman Penilaian Keefektifan Inspeksi – *General Thinning* (American Petroleum Institute (API), 2008)

Kategori Inspeksi	Kategori Keefektifan Inspeksi	Contoh Inspeksi <i>Insusive</i>	Contoh Inspeksi <i>Non-Intusive</i>
A	<i>Highly Effective</i>	<i>50 to 100% examination of the surface (partial internals removed), and accompanied by thickness measurements</i>	<i>50 to 100% ultrasonic scanning coverage (automated or manual) or profile radiography</i>
B	<i>Usually Effective</i>	<i>Nominally 20% examination (no internals removed), and spot external ultrasonic thickness measurements</i>	<i>Nominally 20% ultrasonic scanning coverage (automated or manual), or profile radiography, or external spot thickness (statistically validated)</i>
C	<i>Fairly Effective</i>	<i>Visual examination with thickness measurements</i>	<i>2 to 3% examination, spot external ultrasonic thickness measurements, and little or no internal visual examination</i>
D	<i>Poorly Effective</i>	<i>Visual examination</i>	<i>Several thickness measurements, and a documented inspection planning system</i>
E	<i>Ineffective</i>	<i>No inspection</i>	<i>Several thickness measurements taken only externally, and a poorly documented inspection planning system</i>



Tabel 2.4 Faktor Kerusakan *Thinning* (American Petroleum Institute (API), 2008)

Art	Inspection Effectiveness												
	E	1 Inspection				2 Inspection				3 Inspection			
		D	C	B	A	D	C	B	A	D	C	B	A
0.02	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.04	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.06	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.08	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.10	2	2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.12	6	5	3	2	1	4	2	1	1	3	1	1	1
0.14	20	17	10	6	1	13	6	1	1	10	3	1	1
0.16	90	70	50	20	3	50	20	4	1	40	10	1	1
0.18	250	200	130	70	7	170	70	10	1	130	35	3	1
0.20	400	300	210	110	15	290	120	20	1	260	60	5	1
0.25	520	450	290	150	20	350	170	30	2	240	80	6	1
0.30	650	550	400	200	30	400	200	40	4	320	110	9	2
0.35	750	650	550	300	80	600	300	80	10	540	150	20	5
0.40	900	800	700	400	130	700	400	120	30	600	200	50	10
0.45	1050	900	810	500	200	800	500	160	40	700	270	60	20
0.50	1200	1100	970	600	270	1000	600	200	60	900	360	80	40
0.55	1350	1200	1130	700	350	1100	750	300	100	1000	500	130	90
0.60	1500	1400	1250	850	500	1300	900	400	230	1200	620	250	210
0.65	1900	1700	1400	1000	700	1600	1105	670	530	1300	880	550	500

Art	Inspection Effectiveness												
	E	4 Inspection				5 Inspection				6 Inspection			
		D	C	B	A	D	C	B	A	D	C	B	A
0.02	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.04	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.06	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.08	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.10	2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.12	6	2	1	1	1	2	1	1	1	1	1	1	1
0.14	20	7	2	1	1	5	1	1	1	4	1	1	1
0.16	90	30	5	1	1	20	2	1	1	14	1	1	1
0.18	250	100	15	1	1	70	7	1	1	50	3	1	1
0.20	400	180	20	2	1	120	10	1	1	100	6	1	1
0.25	520	200	30	2	1	150	15	2	1	120	7	1	1
0.30	650	240	50	4	2	180	25	3	2	150	10	2	2
0.35	750	440	90	10	4	350	70	6	4	280	40	5	4
0.40	900	500	140	20	8	400	110	10	8	350	90	9	8
0.45	1050	600	200	30	15	500	160	20	15	400	130	20	15
0.50	1200	800	270	50	40	700	210	40	40	600	180	40	40
0.55	1350	900	350	100	90	800	260	90	100	700	240	90	90
0.60	1500	1000	450	220	210	900	360	210	210	800	300	210	210
0.65	1900	1200	700	530	500	1100	640	500	500	1000	600	500	500

7. Menentukan faktor kerusakan *thinning* D_f^{thin} dengan menggunakan persamaan (2.3)

$$D_f^{thin} = \frac{D_{fB}^{thin} \cdot F_{IP} \cdot F_{DL} \cdot F_{WD} \cdot F_{AM} \cdot F_{SM}}{F_{OM}} \dots \dots \dots (2.3)$$

Keterangan:

F_{IP} : Faktor kerusakan untuk titik injeksi

F_{DL} : Faktor kerusakan untuk titik *dead legs*



F_{WD}: Faktor kerusakan untuk *welded construction (storage tank only)*

F_{AM}: Faktor kerusakan untuk *maintenance (storage tank only)*

F_{SM}: Faktor kerusakan untuk *settlement (storage tank bottom)*

F_{OM}: Faktor *On-Line Monitoring*

2.3.2.2 Perhitungan Faktor Kerusakan SCC Sulfide Stress Cracking (D^{SCC}_f)

Stress Corrosion Cracking (SCC) Sulfide Stress Cracking didefinisikan sebagai retak dari logam dari gabungan tegangan tarik dan korosi dengan adanya air dan hidrogen sulfida. SSC adalah bentuk peregangan tegangan hidrogen yang dihasilkan dari penyerapan hidrogen atom yang dihasilkan oleh proses korosi sulfida pada permukaan logam. Jika bahan konstruksi komponen adalah baja karbon atau baja paduan rendah dan lingkungan proses mengandung air dan H₂S dalam konsentrasi apapun, maka komponen tersebut harus dievaluasi untuk kerentanan terhadap retakan tegangan sulfida. Perhitungan Nilai *Damage Factor SCC H₂S* dilakukan menggunakan persamaan 2.4

$$D_f H_2S = D_{fB} H_2S (age)^{1.1} \dots\dots\dots(2.4)$$

2.3.2.3 Perhitungan Faktor Kerusakan SCC Amine Cracking (D^{amine}_f)

Stress Corrosion Cracking (SCC) Amine Cracking didefinisikan sebagai retak logam dari gabungan tegangan tarik dan korosi oleh alkanolamina pada temperatur tinggi. Jika bahan komponen dari konstruksi karbon atau baja paduan rendah dan lingkungan proses mengandung gas asam dan amina (MEA, DEA, DIPA, MDEA, dll) dalam konsentrasi, maka komponen harus dievaluasi untuk kerentanan terhadap retak amina. Perhitungan Nilai *Damage Factor SCC Amine Cracking* dilakukan menggunakan persamaan 2.5.

$$D_f Amine = D_{fB} Amine (age)^{1.1} \dots\dots\dots(2.5)$$



2.3.3 Faktor Manajemen Sistem (F_{MS})

Faktor sistem manajemen (F_{MS}), adalah faktor penyesuaian yang memperhitungkan pengaruh fasilitas sistem manajemen terhadap integritas peralatan *plant*. Faktor ini memperhitungkan bahwa faktor sistem manajemen juga berpengaruh terhadap kemungkinan kegagalan dari peralatan. Faktor ini juga menunjukkan kualitas dari integritas mekanik dan manajemen proses keamanan suatu fasilitas. Faktor ini berasal dari hasil evaluasi pengelolaan fasilitas atau unit operasi sistem yang mempengaruhi risiko *plant*. Skala yang direkomendasikan untuk mengubah skor evaluasi sistem manajemen menjadi faktor sistem manajemen didasarkan pada asumsi bahwa *plant* rata-rata akan memperoleh skor 50% (500 dari kemungkinan skor 1000) pada evaluasi sistem manajemen. Berdasarkan peringkat ini, Persamaan (2.7) dapat digunakan untuk menghitung faktor sistem manajemen (F_{MS}) untuk nilai evaluasi sistem manajemen. Nilai manajemen pertama-tama harus dikonversi menjadi persentase (antara 0 dan 100) sebagai berikut:

$$pscore = \frac{Score}{1000} \cdot 100 [Unit \text{ is } \%] \dots\dots\dots (2.6)$$

$$F_{MS} = 10^{(-0.02 \cdot pscore + 1)} \dots\dots\dots (2.7)$$

Asumsi di atas dapat dimodifikasi dan diperbaiki dari waktu ke waktu karena semakin banyak data yang tersedia pada hasil evaluasi sistem manajemen. Harus diingat bahwa faktor sistem manajemen berlaku sama untuk semua komponen dan oleh karena itu, tidak mengubah peringkat risiko komponen untuk prioritas pemeriksaan. Nilai faktor dapat dibandingkan dalam satu unit operasi atau dari lokasi *plant* ke *plant* lainnya. Faktor sistem manajemen (F_{MS}) diterapkan sama untuk semua peralatan di dalam pabrik.



2.4 *Consequence of Failure*/Konsekuensi Kegagalan (CoF)

Analisis konsekuensi dalam penilaian API RBI dilakukan untuk membantu dalam membangun rangking item peralatan berdasarkan risiko. Langkah-langkah konsekuensi yang disajikan dalam bagian ini dimaksudkan untuk digunakan untuk menetapkan prioritas program inspeksi. Metodologi untuk dua tingkat analisis disediakan. Analisis konsekuensi Tingkat 1 yang dimaksudkan sebagai metode buku kerja yang disederhanakan dan dijelaskan untuk sejumlah kecil cairan berbahaya. Metodologi analisis konsekuensi tingkat 2 yang dimaksudkan agar lebih tepat dan dapat diterapkan pada cairan berbahaya yang lebih luas. Metodologi analisis konsekuensi untuk *atmospheric storage tank* disediakan khusus dalam RBI API 581 karena memiliki tingkat berbahaya yang berbeda dengan peralatan lain.

2.4.1 Fluida Representatif dan Sifatnya

Dalam analisis konsekuensi tingkat 1, cairan representatif yang paling sesuai dengan cairan yang terkandung dalam sistem yang dievaluasi kemudian dipilih jenisnya dari cairan representatif yang ditunjukkan pada Tabel 2.5

Tabel 2.5 Daftar Fluida Representatif di Analisis Konsekuensi (American Petroleum Institute (API), 2008)

Representative Fluid	Fluid TYPE	Examples of Applicable Materials
C ₁ – C ₂	TYPE 0	methane, ethane, ethylene, LNG, fuel gas
C ₃ – C ₄	TYPE 0	propane, butane, isobutane, LPG
C ₅	TYPE 0	pentane
C ₆ – C ₈	TYPE 0	gasoline, naptha, light straight run, heptane
C ₉ – C ₁₂	TYPE 0	diesel, kerosene
C ₁₃ – C ₁₆	TYPE 0	jet fuel, kerosene, atmospheric gas oil
C ₁₇ – C ₂₅	TYPE 0	gas oil, typical crude
C ₂₅₊	TYPE 0	residuum, heavy crude, lube oil, seal oil
H ₂	TYPE 0	hydrogen only
H ₂ S	TYPE 0	hydrogen sulfide only
HF	TYPE 0	hydrogen fluoride



Water	TYPE 0	water
Steam	TYPE 0	steam
Acid (low)	TYPE 0	Acid, caustic
Aromatics	TYPE 1	Benzene, Toluene, Xylene, Cumene
$AlCl_3$	TYPE 0	Aluminum Chloride
Pyrophoric	TYPE 0	Pyrophoric Materials
Ammonia	TYPE 0	Ammonia
Chlorine	TYPE 0	Chlorine
CO	TYPE 1	Carbon Monoxide
DEE	TYPE 1	Diethyl Ether
HCL	TYPE 0	Hydrogen Chloride
Nitric Acid	TYPE 0	Nitric Acid
NO_2	TYPE 0	Nitrogen Dioxide
Phosgene	TYPE 0	Phosgene
TDI	TYPE 1	Toluene Diisocyanate
Methanol	TYPE 1	Methanol
PO	TYPE 1	Propylene Oxide
Styrene	TYPE 1	Styrene
EEA	TYPE 1	Ethylene Glycol Monoethyl Ether Acetate
EE	TYPE 1	Ethylene Glycol Monoethyl Ether
EG	TYPE 1	Ethylene Glycol
EO	TYPE 1	Ethylene Oxide
Notes: 1. HCL, Nitric Acid, NO_2 and TDI are TYPE 1 toxic fluids 2. DEE is a TYPE 0 toxic fluid 3. Cairan Tipe 0 – Untuk cairan referensi tipe 0, persamaan area konsekuensi tidak disamakan dan tetap ada perubahan langkah dalam perhitungan. Sebagai gantinya, faktor penyesuaian (<i>adjustment</i>) dan faktor pencampuran (<i>blending</i>) diterapkan pada perhitungan konsekuensi.		

Kemudian setelah dilakukan jenis fluida representatif maka menentukan *properties* dari fluida dengan menggunakan Tabel 2.6 dan Tabel 2.7 untuk nilai C_p yang nantinya menentukan sifat fluida yang tersimpan. Untuk yang berfasa *vapor* dan *liquid*, hal yang dibutuhkan adalah:

1. MW – molecular weight
2. k – ideal gas specific heat ratio
3. AIT – Auto-ignition Temperature

BAB II TINJAUAN PUSTAKA



Tabel 2.6 *Properties* dari Fluida Representatif (American Petroleum Institute (API), 2008)

Fluid	MW	Liquid Density (kg/m ³)	Ideal Gas Specific Heat	Auto Ignition Temp (°C)
C ₁ – C ₂	23	250.512	Note 1	558
C ₃ – C ₄	51	538.379	Note 1	369
C ₅	72	625.199	Note 1	284
C ₆ – C ₈	100	684.018	Note 1	223
C ₉ – C ₁₂	149	734.012	Note 1	208
C ₁₃ – C ₁₆	205	764.527	Note 1	202
C ₁₇ – C ₂₅	280	775.019	Note 1	202
C ₂₅₊	422	900.026	Note 1	202
H ₂	2	71.010	Note 1	400
H ₂ S	34	993.029	Note 1	260
HF	20	967.031	Note 1	17760
Water	18	997.947	Note 3	N/A
Steam	18	997.947	Note 3	N/A
Acid (low)	18	997.947	Note 3	N/A
AlCl ₃	133.5	2434.798	Note 1	558
Pyrophoric	149	734.012	Note 1	Note 3
CO	28	800.920	Note 2	609
DEE	74	720.828	Note 2	160
HCL	36	1185.362	-	N/A
Nitric Acid	63	1521.749	-	N/A
NO ₂	90	929.068	-	N/A
Phosgene	99	1377.583	-	N/A
TDI	174	1217.399	-	620
Methanol	32	800.920	Note 2	464
PO	58	832.957	Note 2	449
Styrene	104	683.986	Note 2	490
EEA	132	977.123	Note 2	379
EE	90	929.068	Note 2	235
EG	62	1105.270	Note 2	396
EO	44	881.013	Note 2	429

Notes:

1. $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ with T in °K, units for C_p are J/kmol-°K
2. $C_p = A + B \left(\frac{\frac{C}{T}}{\sin[\frac{C}{T}]} \right)^2 + D \left(\frac{\frac{E}{T}}{\cos[\frac{E}{T}]} \right)^2$ with T in °K, units for C_p are J/kmol-°K
3. $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ with T in °K, units for C_p are J/kmol-°K
4. Conversion factor for units of C_p is 1 J/kmol-°K = 5.27x10⁻⁴ Btu/kmol-°R



Tabel 2.7 Nilai C_p dari Fluida Representatif (American Petroleum Institute (API), 2008)

Fluid	C_p				
	Ideal Gas Constant A	Ideal Gas Constant B	Ideal Gas Constant C	Ideal Gas Constant D	Ideal Gas Constant E
C ₁ -C ₂	12.3	1.150E-01	-2.87E-05	-1.30E-09	N/A
C ₃ -C ₄	2.632	0.3188	-1.347E4	1.466E-8	N/A
C ₅	-3.626	0.4873	-2.6E-4	5.3E-8	N/A
C ₆ -C ₈	-5.146	6.762E-01	-3.65E-04	7.658E-08	N/A
C ₉ -C ₁₂	-8.5	1.01E+00	-5.56E-04	1.180E-07	N/A
C ₁₃ -C ₁₆	-11.7	1.39E+00	-7.72E-04	1.670E-07	N/A
C ₁₇ -C ₂₅	-22.4	1.94E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	N/A
C ₂₅₊	-22.4	1.94E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	N/A
Water	2.76E+05	-2.09E+03	8.125	-1.41E-02	9.37E-06
Steam	3.34E+04	2.68E+04	2.61E+03	8.90E+03	1.17E+03
Acid	2.76E+05	-2.09E+03	8.125	-1.41E-02	9.37E-06
H ₂	27.1	9.270E-03	-1.38E-05	7.650E-09	N/A
H ₂ S	31.9	1.440E-03	2.430E-05	-1.18E-08	N/A
HF	29.1	6.610E-04	-2.03E-06	2.500E-09	N/A
CO	2.91E+04	8.77E+03	3.09E+03	8.46E+03	1.54E+03
DEE	8.62E+04	2.55E+05	1.54E+03	1.44E+05	-6.89E+02
HCL	-	-	-	-	-
Nitric Acid	-	-	-	-	-
AlCl ₃	4.34E+04	3.97E+04	4.17E+02	2.40E+04	N/A
NO ₂	-	-	-	-	-
Phosgene	-	-	-	-	-
TDI	-	-	-	-	-
Methanol	3.93E+04	8.79E+04	1.92E+03	5.37E+04	8.97E+02
PO	4.95E+04	1.74E+05	1.56E+03	1.15E+05	7.02E+02
Styrene	8.93E+04	2.15E+05	7.72E+02	9.99E+04	2.44E+03
EEA	1.06E+05	2.40E+05	6.59E+02	1.50E+05	1.97E+03
EE	3.25E+04	3.00E+05	1.17E+03	2.08E+05	4.73E+02
EG	6.30E+04	1.46E+05	1.67E+03	9.73E+04	7.74E+02
EO	3.35E+04	1.21E+05	1.61E+03	8.24E+04	7.37E+02
Pyrophoric	-8.5	1.01E+00	-5.56E-04	1.180E-07	N/A

Setelah didapatkan nilai C_p maka dapat dilakukan perhitungan k untuk mendapatkan nilai *Ideal gas specific heat ratio* dengan menggunakan persamaan 2.8 sebagai berikut:



$$k = \frac{C_p}{C_p - R} \dots \dots \dots (2.8)$$

Keterangan:

C_p = *Ideal Gas Constant*

R = Konstanta gas universal (8.314 J/Kg-mol)K

Langkah selanjutnya adalah menentukan fase *steady state* cairan setelah dilepaskan ke atmosfer, dengan menggunakan Tabel 2.8 dan fase cairan yang tersimpan dalam peralatan.

Tabel 2.8 Analisis Penentuan Fase dari Fluida (American Petroleum Institute (API), 2008)

Fase Fluida dalam Operasi Normal	Kondisi Fluida Setelah Terlepas	Penentuan Fase API RBI untuk Perhitungan Konsekuensi
Gas	Gas	Perhitungan seperti gas
Gas	Cairan	Perhitungan seperti gas
Cairan	Gas	Perhitungan seperti gas
Cairan	Cairan	Perhitungan seperti Cairan

2.4.2 Ukuran Diameter Lubang Kebocoran

Suatu rangkaian ukuran diameter lubang pelepasan digunakan karena tidak praktis untuk melakukan analisis konsekuensi untuk ukuran diameter lubang pelepasan secara spektrum kontinyu. Membatasi jumlah ukuran diameter lubang pelepasan memungkinkan untuk melakukan analisis, yang masih mencerminkan rentang hasil yang valid. Ukuran diameter lubang pelepasan yang ditunjukkan pada Tabel 2.9 didasarkan pada jenis komponen dan geometri. Selain itu, ukuran lubang pelepasan dibatasi hingga diameter maksimal 16 inci. Diameter ini mewakili nilai maksimum untuk perhitungan pelepasan karena kegagalan komponen bencana umumnya tidak melibatkan disintegrasi peralatan.



- a) Pipa menggunakan standar empat ukuran lubang kebocoran $\frac{1}{4}$ inci, 1-inci, 4-inci dan *rupture* dengan syarat lubang kebocoran lebih kecil atau sama dengan diameter dari pipa itu sendiri
- b) *Pressure Vessel*, empat standar ukuran lubang kebocoran pipa dapat diasumsikan untuk semua ukuran dan jenis pressure vessel.
- c) Pompa, diasumsikan memiliki tiga kemungkinan ukuran lubang kebocoran: $\frac{1}{4}$ -inci, 1-inci dan 4-inci. *Rupture* tidak dimodelkan untuk pompa.
- d) Kompresor, baik setrifugal maupun resiprok menggunakan dua ukuran lubang kebocoran: 1-inci dan 4 inci

Tabel 2.9 Ukuran Diameter Skenario Lubang Kebocoran yang Digunakan Dalam API RBI (American Petroleum Institute (API), 2008)

Nomor Lubang Kebocoran	Tipe Ukuran Lubang Kebocoran	Perkiraan Ukuran Lubang Kebocoran (in)	Diameter Lubang Kebocoran (in)
1	Small	$0 - \frac{1}{4}$	$d_1 = 0.25$
2	Medium	$> \frac{1}{4} - 2$	$d_2 = 1$
3	Large	$> 2 - 6$	$d_3 = 4$
4	Rupture	> 6 inci	$d_4 = \min [D, 16]$

2.4.3 Laju Kebocoran

Laju kebocoran bergantung pada sifat fisik fluida, tahap awal, kondisi proses operasi, dan ukuran diameter lubang pelepasan yang ditetapkan. Persamaan tingkat pelepasan yang benar harus dipilih, berdasarkan fase bahan saat berada di dalam peralatan dan jenis pelepasannya (sonik atau subsonik) seperti saat fluida dilepaskan. Untuk menghitung laju kebocoran harus mengikuti prosedur perhitungannya berdasarkan fasanya.



2.4.3.1 Perhitungan Laju Kebocoran Liquid/Cair

Memilih persamaan laju kebocorannya berdasarkan fasa fluida tersimpannya. Untuk fasa liquid/cair, perhitungan laju kebocorannya memakai persamaan (2.9)

$$W_n = C_d \cdot K_{v,n} \cdot \rho_1 \cdot \frac{A_n}{C_1} \sqrt{\frac{2 \cdot g_c \cdot (P_s - P_{atm})}{\rho_1}} \dots\dots\dots (2.9)$$

Keterangan:

- W_n = Laju kebocoran liquid/cair (kg/s)
- C_d = Koefisien lubang pelepasan (Rekomendasi API = 0.61)
- $K_{v,n}$ = Faktor koreksi *viscosity* (Asumsi grafik API 1.0)
- A_n = Luas area lubang (mm²)
- ρ_1 = Densitas fluida (kg/m³)
- P_s = Tekanan normal operasi pada *storage* (KPa)
- P_{atm} = Tekanan atmosfer (KPa)
- C_1 = Faktor konversi (31623)
- g_c = Konstanta gravitasi (32.2 ft/s²) (1 m/s²)

2.4.3.2 Perhitungan Laju Kebocoran Vapor/Gas

Untuk fasa vapor/gas, perhitungan laju kebocorannya memiliki 2 tahap, yaitu menghitung nilai tekanan transisi, P_{trans} , lalu memilih persamaan laju kebocoran berdasarkan nilai P_{trans} tersebut. Tekanan transisi didapatkan dari perhitungan persamaan 2.10

$$P_{trans} = P_{atm} \left(\frac{k+1}{2} \right)^{\frac{k}{k-1}} \dots\dots\dots (2.10)$$

Keterangan:

- P_{trans} = Tekanan transisi (KPa)
- P_{atm} = Tekanan atmosfer (KPa)
- k = *Ideal gas specific heat ratio*



Setelah didapatkan nilai P_{trans} maka selanjutnya adalah memilih persamaan laju kebocorannya, W_n , dan dibandingkan dengan tekanan operasi normal (P_s) dengan ketentuan sebagai berikut:

- Jika tekanan kerja alat, (P_s), lebih besar daripada P_{trans} , maka persamaan laju kebocorannya menggunakan persamaan 2.11 untuk *sonic velocity* yaitu:

$$W_n = \frac{C_d}{C_2} \cdot A_n \cdot P_s \sqrt{\left(\frac{k \cdot MW \cdot g_c}{R \cdot T_s}\right) \left(\frac{k+1}{2}\right)^{\frac{k}{k-1}}} \dots\dots\dots (2.11)$$

Keterangan:

W_n = Laju kebocoran dari peralatan (kg/s)
 C_d = Koefisien lubang pelepasan (Rekomendasi API 0.90)
 C_2 = Faktor konversi (1000)
 MW = Berat molekul gas
 R = Konstanta universal gas (8.314 J/(kg-mol)K)
 T_s = Temperatur normal operasi ($^{\circ}$ C)
 g_c = Konstanta gravitasi (32.2 ft/s²) (1 m/s²)

- Jika tekanan kerja alat, (P_s), lebih kecil daripada P_{trans} , maka persamaan laju kebocorannya menggunakan persamaan 2.12 untuk *subsonic velocity* yaitu:

$$W_n = \frac{C_d}{C_2} \cdot A_n \cdot P_s \sqrt{\left(\frac{MW \cdot G_c}{R \cdot T_s}\right) \left(\frac{2 \cdot k}{k-1}\right) \left(\frac{P_{atm}}{P_s}\right)^{\frac{2}{k}} \left(1 - \left(\frac{P_{atm}}{P_s}\right)^{\frac{k-1}{k}}\right)} \dots\dots (2.12)$$

Keterangan:

P_{atm} = Tekanan atmosfer (Psi)
 Menghitung area lubang kebocoran (A_n) untuk setiap ukuran lubang kebocoran menggunakan persamaan 2.13

$$A_n = \frac{\pi d_n^2}{4} \dots\dots\dots (2.13)$$



2.4.4 Estimasi Jumlah Total Fluida yang Ada untuk Keluar

Dalam RBI API 581, massa yang tersedia untuk *release* diperkirakan untuk setiap diameter ukuran lubang kebocoran dan kemudian dilakukan perhitungan seperti berikut:

1. Mengelompokkan komponen dan alat kedalam grup inventori (disediakan di RBI API 581 Annex 3.A)
2. Menghitung massa fluida, $mass_{comp}$, dari komponen yang sedang dievaluasi
3. Menghitung massa fluida tiap komponen dalam grup inventori, $mass_{comp,i}$
4. Menghitung massa fluida dalam grup inventori, $mass_{inv}$, menggunakan persamaan 2.14 berikut:

$$mass_{inv} = \sum_{i=1}^N mass_{comp,i} \dots\dots\dots(2.14)$$

Keterangan:

$mass_{inv}$ = massa keseluruhan dari peralatan (kg)

$mass_{comp,i}$ = massa dari komponen yang berhubungan dengan peralatan (kg)

5. Menghitung laju aliran dari lubang dengan diameter 8 inci, W_{max8} , menggunakan persamaan laju kebocoran yang digunakan pada perhitungan laju kebocoran sebelumnya. Ini adalah laju aliran maksimum yang dapat masuk ke dalam alat dari alat disekitarnya dalam grup inventori
6. Menghitung massa fluida yang ditambahkan, $mass_{add,n}$, untuk setiap ukuran lubang kebocoran hasil dari aliran selama 3 menit dari grup inventori menggunakan persamaan 2.15 berikut:

$$mass_{add,n} = 180. \min[W_n, W_{max8}] \dots\dots\dots(2.15)$$

Keterangan:

W_{max8} = Kecepatan maksimum $mass_{add}$ dengan ukuran lubang 8in (kg/s)



7. Menghitung massa yang tersedia untuk pelepasan $mass_{avail,n}$ pada setiap ukuran lubang kebocoran menggunakan persamaan 2.16 berikut:

$$mass_{avail,n} = \min[\{mass_{comp} + mass_{add,n}\}, mass_{inv}] \dots (2.16)$$

2.4.5 Tipe Kebocoran

Dalam API, pemodelan *release* salah satu dari dua jenis *release* sebagai berikut:

a) *Instantaneous release*

Pelepasan fluida terjadi dalam waktu yang relatif cepat dengan jumlah fluida yang terbuang relatif besar.

b) *Continuous release*

Tipe pelepasan kontinu yaitu fluida habis ditentukan dari kecepatan pelepasan dalam waktu tertentu.

Prosedur perhitungan untuk menentukan tipe kebocoran adalah sebagai berikut:

1. Menghitung waktu yang dibutuhkan tiap lubang kebocoran untuk mengeluarkan fluida sebesar 4536 kg dengan persamaan 2.17 berikut:

$$t_n = \frac{4536 \text{ kg}}{W_n} \dots (2.17)$$

Keterangan:

t_n = waktu yang diperlukan untuk mengeluarkan 4536 kg (s)

W_n = Laju kebocoran dari peralatan (kg/s)

2. Untuk setiap lubang kebocoran, tentukan apakah tipe kebocorannya *instantaneous* atau *continuous* dengan kriteria berikut:

- Jika ukuran lubang kebocoran adalah 0.25 inci atau lebih kecil, maka tipe kebocoran adalah *continuous*
- Jika $t_n \leq 180$ detik atau massa kebocoran melebihi 4536 kg, maka tipe kebocorannya adalah *instantaneous*



2.4.6 Dampak dari Sistem Deteksi dan Isolasi pada terhadap Kebocoran

Plant pengolahan minyak dan kimia/petrokimia biasanya memiliki berbagai sistem deteksi, isolasi dan mitigasi yang dirancang untuk mengurangi efek dari pelepasan material berbahaya. Beberapa sistem mengurangi besar dan durasi *release* dengan mendeteksi dan mengisolasi kebocoran. Sistem lain mengurangi konsekuensi area dengan meminimalkan kemungkinan untuk pengapian atau membatasi penyebaran material. Dalam API RBI sistem deteksi, isolasi, dan mitigasi diasumsikan mempengaruhi *release* dengan 2 cara yaitu:

a) Sistem deteksi dan isolasi

Sistem ini dirancang untuk mendeteksi kebocoran dan cenderung mengurangi besar durasi dari *release*.

b) Sistem mitigasi.

Sistem ini dirancang untuk mengurangi konsekuensi dari *release*. Sistem deteksi dan isolasi dalam unit dapat memiliki dampak yang signifikan terhadap besaran dan durasi dari *release* cairan berbahaya.

Prosedur dalam menentukan dampak dari sistem deteksi dan isolasi dari alat adalah sebagai berikut:

1. Menentukan sistem deteksi dan isolasi yang tersedia pada alat
2. Memilih klasifikasi sistem deteksi dan isolasi yang sesuai berdasarkan Tabel 2.10



Tabel 2.10 Tipe dan Klasifikasi Sistem Deteksi dan Isolasi (American Petroleum Institute (API), 2008)

Tipe Sistem Deteksi	Klasifikasi Deteksi
<i>Instrumentation designed specifically to detect material losses by changes in operating conditions (i.e., loss of pressure or flow) in the system.</i>	A
<i>Suitably located detectors to determine when the material is present outside the pressure-containing envelope.</i>	B
<i>Visual detection, cameras, or detectors with marginal coverage.</i>	C
Tipe Sistem Isolasi	Klasifikasi Isolasi
<i>Isolation or shutdown systems activated directly from process instrumentation or detectors, with no operator intervention</i>	A
<i>Isolation or shutdown systems activated by operators in the control room or other suitable locations remote from the leak.</i>	B
<i>Isolation dependent on manually-operated valves</i>	C

3. Menentukan faktor reduksi kebocoran, $fact_{di}$, berdasarkan klasifikasi sistem deteksi dan isolasi dari tahap sebelumnya dan menggunakan Tabel 2.11

Tabel 2.11 Faktor Reduksi Kebocoran (American Petroleum Institute (API), 2008)

Klasifikasi Sistem		Pengaturan Besar Kebocoran	Faktor Reduksi , $fact_{di}$
Deteksi	Isolasi		
A	A	<i>Reduce release rate or mass by 25%</i>	0.25
A	B	<i>Reduce release rate or mass by 20%</i>	0.20
A	C	<i>Reduce release rate or mass by 10%</i>	0.10
B	A	<i>Reduce release rate or mass by 15%</i>	0.15
C	B	<i>No adjustment to release rate or mass</i>	0.00

BAB II TINJAUAN PUSTAKA



4. Menentukan total waktu kebocoran untuk tiap lubang kebocoran, $ld_{max,n}$, menggunakan Tabel 2.12

Tabel 2.12 Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi (American Petroleum Institute (API), 2008)

Kategori Sistem Deteksi	Kategori Sistem Isolasi	Durasi Kebocoran Maksimum, ld_{max}
A	A	20 minutes for 1/4 inch leaks 10 minutes for 1 inch leaks 5 minutes for 4 inch leaks
A	B	30 minutes for 1/4 inch leaks 20 minutes for 1 inch leaks 10 minutes for 4 inch leaks
A	C	40 minutes for 1/4 inch leaks 30 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks
B	A atau B	40 minutes for 1/4 inch leaks 30 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks
B	C	1 hour for 1/4 inch leaks 30 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks
C	A, B atau C	1 hour for 1/4 inch leaks 40 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks

2.4.7 Perhitungan Laju dan Massa Kebocoran

Prosedur untuk menghitung laju dan massa kebocoran untuk analisis konsekuensi adalah sebagai berikut:

1. Untuk *continuous release*, pelepasan dimodelkan *steady state*. Sehingga *release rate* digunakan sebagai input analisis konsekuensi, dengan menggunakan persamaan 2.18:

$$rate_n = W_n(1 - fact_{di}) \dots \dots \dots (2.18)$$

Keterangan:

$rate_n$ = Laju pelepasan mitigasi pada setiap (n) ukuran lubang (kgs)

$fact_{di}$ = Faktor reduksi jumlah release dengan berdasarkan sistem deteksi dan isolasi



2. Untuk *Instantaneous release*, setiap ukuran lubang kebocoran, hitung durasi kebocoran, ld_n , menggunakan persamaan 2.19 berikut:

$$ld_n = \min \left[\left\{ \frac{mass_{avail,n}}{rate_n} \right\}, \{60 \cdot ld_{n,max,n}\} \right] \dots \dots \dots (2.19)$$

Keterangan:

ld_n = Durasi kebocoran setiap ukuran lubang (kg/s)

$mass_{avail,n}$ = Massa pelepasan yang tersedia pada setiap ukuran lubang (kg)

3. Untuk *Instantaneous release*, setiap lubang kebocoran, hitung massa kebocoran, $mass_n$, menggunakan persamaan 2.20 berikut:

$$mass_n = \min[\{rate_n \cdot ld_n\}, mass_{avail,n}] \dots \dots \dots (2.20)$$

Keterangan:

$mass_n$ = Massa pelepasan mitigasi pada setiap ukuran lubang (kg)

2.4.8 Penentuan Konsekuensi Kebakaran dan Konsekuensi Ledakan (CA^{flam})

Persamaan untuk menghitung konsekuensi mudah terbakar dan eksplosif telah dikembangkan untuk cairan representatif yang disajikan pada Tabel 2.5. Wilayah konsekuensi diperkirakan dari serangkaian persamaan dengan menggunakan tingkat pelepasan (untuk pelepasan kontinu) atau pelepasan massa (untuk pelepasan seketika) sebagai masukan.

Prosedur perhitungan untuk mengetahui area konsekuensi keterbakaran dan ledakan adalah sebagai berikut:

1. Menentukan faktor reduksi mitigasi konsekuensi area, $fact_{mit}$, dari Tabel 2.13
2. Untuk setiap ukuran lubang kebocoran, hitung faktor koreksi efisiensi energy, $eneff_n$, menggunakan persamaan 2.21 berikut:



$$eneff_n = 4 \cdot \log_{10}[C_4 \cdot mass_n] - 15 \dots \dots \dots (2.21)$$

Keterangan:

$enneff_n$ = Faktor efisiensi energi untuk setiap (n) ukuran lubang

C_4 = Konstanta (2.205)

$mass_n$ = Massa pelepasan mitigasi pada setiap ukuran lubang (kg)

3. Menentukan tipe fluida, TYPE 0 atau TYPE 1, berdasarkan Tabel 2.5

4. Menentukan nilai konstanta a dan b untuk perhitungan konsekuensi area kerusakan komponen menggunakan Tabel 2.14 dan Tabel 2.15 mengenai konstanta perhitungan konsekuensi keterbakar kerusakan komponen. Menggunakan Tabel 2.16 dan Tabel 2.17 untuk konsekuensi cedera personel untuk beberapa contoh fluida. Dalam perhitungan konsekuensi keterbakaran dan konsekuensi cedera personel dibagi berdasarkan tipe *Continuous* dan *Instantaneous* dari perhitungan tipe kebocoran sub bab 2.4.5 di atas. Konstanta berdasarkan tipe kebocoran dibagi kembali menjadi *Auto-Ignition Not Likely* dan *Auto-Ignition Likely*. *Auto-Ignition Likely* menggambarkan mengenai kemungkinan mudahnya terjadi *Auto-Ignition* atau terbakarnya secara otomatis fluida ketika mendapatkan temperatur tertentu tanpa adanya percikan atau kobaran api.



Tabel 2.13 Pengaturan Konsekuensi Keterbakaran untuk Sistem Mitigasi (American Petroleum Institute (API), 2008)

Sistem Mitigasi	Pengaturan Area Konsekuensi	Faktor Reduksi Area Konsekuensi, $fact_{mit}$
<i>Inventory blowdown, coupled with isolation system classification B or higher</i>	<i>Reduce consequence area by 25%</i>	0.25
<i>Fire water deluge system and monitors</i>	<i>Reduce consequence area by 20%</i>	0.20
<i>Fire water monitors only</i>	<i>Reduce consequence area by 5%</i>	0.05
<i>Foam spray system</i>	<i>Reduce consequence area by 15%</i>	0.15

5. Untuk setiap ukuran lubang kebocoran, hitung konsekuensi area kerusakan komponen untuk *Auto-ignition Not Likely, Continuous Release* (AINL-CONT), $CA_{cmd,n}^{AINL-CONT}$

- Jika fasa fluida adalah gas, maka persamaan untuk mencari area konsekuensi area dan laju kebocoran efektifnya adalah:

$$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} = a(rate_n)^b \cdot (1 - fact_{mit}) \dots\dots\dots(2.22)$$

$$effrate_n^{AINL-CONT} = rate_n \dots\dots\dots(2.23)$$

6. Untuk setiap ukuran lubang kebocoran, hitung konsekuensi area kerusakan komponen untuk *Auto-ignition Likely, Continuous Release* (AIL-CONT), $CA_{cmd,n}^{AIL-CONT}$

- Jika fasa fluida adalah gas, maka persamaan untuk mencari area konsekuensi area dan laju kebocoran efektifnya adalah:



$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = a(rate_n)^b \cdot (1 - fact_{mit}) \dots \dots \dots (2.24)$$

$$effrate_n^{AIL-CONT} = rate_n \dots \dots \dots (2.25)$$

7. Untuk setiap ukuran lubang kebocoran, hitung konsekuensi area kerusakan komponen untuk *Auto-ignition Not Likely, Instantaneous Release* (AINL-INST), $CA_{cmd,n}^{AINL-INST}$

- Jika fasa fluida adalah gas, maka persamaan untuk mencari area konsekuensi area dan laju kebocoran efektifnya adalah:

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = a(mass_n)^b \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \dots \dots \dots (2.26)$$

$$effmass_n^{AINL-INST} = mass_n \dots \dots \dots (2.27)$$

8. Untuk setiap ukuran lubang kebocoran, hitung konsekuensi area kerusakan komponen untuk *Auto-ignition Likely, Instantaneous Release* (AIL-INST), $CA_{cmd,n}^{AIL-INST}$

- Jika fasa fluida adalah gas, maka persamaan untuk mencari area konsekuensi area dan laju kebocoran efektifnya adalah:

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = a(mass_n)^b \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eff_n} \right) \dots \dots \dots (2.28)$$

$$effmass_n^{AIL-INST} = mass_n \dots \dots \dots (2.29)$$

9. Untuk setiap ukuran lubang kebocoran, hitung konsekuensi area cedera personil untuk *Auto-ignition Not Likely, Continuous Release* (AINL-CONT), $CA_{inj,n}^{AINL-CONT}$ menggunakan persamaan berikut:

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = [a \cdot (effrate_n^{AINL-CONT})^b] \cdot (1 - fact_{mit}) \dots \dots (2.30)$$

10. Untuk setiap ukuran lubang kebocoran, hitung konsekuensi area cedera personil untuk *Auto-ignition Likely, Continuous*



Release (AIL-CONT), $CA_{inj,n}^{AIL-CONT}$ menggunakan persamaan berikut:

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = [a. (effrate_n^{AIL-CONT})^b] \cdot (1 - fact_{mit}) \dots \dots \dots (2.31)$$

11. Untuk setiap ukuran lubang kebocoran, hitung konsekuensi area cedera personil untuk *Auto-ignition Not Likely, Instantaneous Release* (AINL-INST), $CA_{inj,n}^{AIL-INST}$ menggunakan persamaan berikut:

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = [a. (effrate_n^{AINL-INST})^b] \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \dots \dots \dots (2.32)$$

12. Untuk setiap ukuran lubang kebocoran, hitung konsekuensi area cedera personil untuk *Auto-ignition Likely, Instantaneous Release* (AIL-INST), $CA_{inj,n}^{AIL-INST}$ menggunakan persamaan berikut:

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = [a. (effrate_n^{AIL-INST})^b] \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \dots \dots \dots (2.33)$$

13. Untuk setiap ukuran lubang kebocoran, hitung faktor *instantaneous/continuous blending*, $fact_n^{IC}$, menggunakan persamaan-persamaan berikut:

- Untuk kebocoran *continuous*

$$fact_n^{IC} = \min \left[\left\{ \frac{rate_n}{C_5} \right\}, 1.0 \right] \dots \dots \dots (2.34)$$

- Untuk kebocoran *instantaneous*

$$fact_n^{IC} = 0.0 \dots \dots \dots (2.35)$$

14. Menghitung faktor AIT *blending*, $fact^{AIT}$, menggunakan persamaan berikut yang sesuai dengan sifat fluida:



$$fact^{AIT} = 0 \quad \text{for } T_s + C_6 \leq AIT \dots\dots\dots(2.36)$$

$$fact^{AIT} = \frac{T_s - AIT + C_6}{2 \cdot C_6} \quad \text{for } T_s + C_6 > AIT > T_s - C_6 \dots\dots(2.37)$$

$$fact^{AIT} = 1 \quad \text{for } T_s - C_6 \geq AIT \dots\dots\dots(2.38)$$

15. Menghitung konsekuensi area dari campuran *continuous/instantaneous* berdasarkan nilai area konsekuensi yang telah dihitung sebelumnya dan nilai $fact_n^{IC}$ menggunakan persamaan-persamaan berikut:

$$CA_{cmd,n}^{AIL} = CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} \cdot fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AIL-INST} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \dots\dots(2.39)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL} = CA_{inj,n}^{AIL-CONT} \cdot fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AIL-INST} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \dots(2.40)$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL} = CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} \cdot fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AINL-INST} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \dots(2.41)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL} = CA_{inj,n}^{AINL-CONT} \cdot fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AINL-INST} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \dots\dots(2.42)$$

16. Menghitung area konsekuensi AIT *blended* berdasarkan hasil area konsekuensi dari Tahap 15 menggunakan persamaan berikut:

$$CA_{cmd,n}^{flam} = CA_{cmd,n}^{AIL} \cdot fact^{AIT} + CA_{cmd,n}^{AINL} \cdot (1 - fact^{AIT}) \dots\dots\dots(2.43)$$

$$CA_{inj,n}^{flam} = CA_{inj,n}^{AIL} \cdot fact^{AIT} + CA_{inj,n}^{AINL} \cdot (1 - fact^{AIT}) \dots\dots\dots(2.44)$$

17. Menghitung hasil akhir area konsekuensi untuk kerusakan komponen (Ca_{cmd}^{flam}) dan cedera personil (CA_{inj}^{flam}) berdasarkan hasil dari Tahap 16 menggunakan persamaan berikut :

$$CA_{cmd}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \cdot CA_{cmd,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \dots\dots\dots(2.45)$$



$$CA_{inj}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \cdot CA_{inj,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \dots \dots \dots (2.46)$$

Tabel 2.14 Konstanta Konsekuensi Keterbakaran *Continuous Release* (American Petroleum Institute (API), 2008)

Fluida	<i>Continuous Release</i>							
	<i>Continuous Auto-Ignition Not Likely (CAINL)</i>				<i>Continuous Auto-Ignition Likely (CAIL)</i>			
	<i>Gas</i>		<i>Liquid</i>		<i>Gas</i>		<i>Liquid</i>	
	a	b	a	b	a	b	a	b
C ₁ -C ₂	43	0,98			280	0,95		
C ₃ -C ₄	49,48	1			313,6	1		
C ₅	25,17	0,99	536,0	0,89	304,7	1		
C ₆ -C ₈	29	0,98	182	0,89	312,4	1	525	0,95
C ₉ -C ₁₂	12	0,98	130	0,90	391	0,95	560	0,95
H ₂	64,5	0,992			420	1		
H ₂ S	32	1			203	0,89		

Tabel 2.15 Konstanta Konsekuensi Keterbakaran *Instantaneous Release* (American Petroleum Institute (API), 2008)

Fluida	<i>Instantaneous Release</i>							
	<i>Instantaneous Auto-Ignition Not Likely (IAINL)</i>				<i>Instantaneous Auto-Ignition Not Likely (IAIL)</i>			
	<i>Gas</i>		<i>Liquid</i>		<i>Gas</i>		<i>Liquid</i>	
	a	b	a	b	a	b	a	b
C ₁ -C ₂	41	0,67			1079	0,62		
C ₃ -C ₄	27,96	0,72			522,9	0,63		
C ₅	13,83	0,73	1,49	0,85	275,0	0,61		
C ₆ -C ₈	13,98	0,66	4,35	0,78	275,7	0,61	57	0,55
C ₉ -C ₁₂	7,1	0,66	3,3	0,76	281	0,61	6	0,53
H ₂	61,5	0,657			1430	0,618		
H ₂ S	148	0,63			357	0,61		



Tabel 2.16 Konstanta Konsekuensi Cidera Personil *Continuous Release* (American Petroleum Institute (API), 2008)

Fluida	<i>Continuous Release</i>							
	<i>Continuous Auto-Ignition Not Likely (CAINL)</i>				<i>Continuous Auto-Ignition Likely (CAIL)</i>			
	<i>Gas</i>		<i>Liquid</i>		<i>Gas</i>		<i>Liquid</i>	
	a	b	a	b	A	b	a	b
C ₁ -C ₂	110.0	0.96			745.0	0.92		
C ₃ -C ₄	125.2	1.00			836.7	1.00		
C ₅	62.05	1.00	1545	0.89	811.0	1.00		
C ₆ -C ₈	68.0	0.96	516.0	0.89	828.7	1.00	1315	0.92
C ₉ -C ₁₂	29.0	0.96	373.0	0.89	981.0	0.92	1401	0.92
H ₂	165.0	0.933			1117	1.00		
H ₂ S	52.0	1.00			375.0	0.94		

Tabel 2.17 Konstanta Konsekuensi Cidera Personel *Instantaneous Release* (American Petroleum Institute (API), 2008)

Fluida	<i>Instantaneous Release</i>							
	<i>Instantaneous Auto-Ignition Not Likely (IAINL)</i>				<i>Instantaneous Auto-Ignition Likely (IAIL)</i>			
	<i>Gas</i>		<i>Liquid</i>		<i>Gas</i>		<i>Liquid</i>	
	a	b	a	b	a	b	a	b
C ₁ -C ₂	79.0	0.67			3100	0.63		
C ₃ -C ₄	57.72	0.75			1769	0.63		
C ₅	28.45	0.76	4.34	0.85	959.6	0.63		
C ₆ -C ₈	26.72	0.67	12.7	0.78	962.8	0.63	224.0	0.54
C ₉ -C ₁₂	13.0	0.66	9.5	0.76	988.0	0.63	20.0	0.54
H ₂	118.5	0.652			4193	0.621		
H ₂ S	271.0	0.63			1253	0.63		

2.4.9 Penentuan Konsekuensi Racun (CA^{tox})

Cairan beracun mirip dengan zat mudah-menyala karena tidak semua hasil pelepasan toksik menghasilkan satu jenis efek. Dengan sendirinya, hidrogen fluorida (HF), amonia, dan klorin hanya menimbulkan bahaya beracun. Di sisi lain, beberapa bahan beracun seperti hidrogen sulfida (H₂S) bersifat toksik dan mudah



terbakar. Namun, setiap bahan beracun, jika dicampur dengan hidrokarbon, dapat menimbulkan bahaya yang mudah terbakar dan beracun. Dalam analisis konsekuensi Tingkat 1, perhitungan konsekuensi beracun telah dihitung dengan menggunakan analisis bahaya bersamaan dengan model dispersi atmosfer.

Dalam analisa konsekuensi level 1 ada 4 material racun yang menghasilkan konsekuensi racun, yaitu HF, H₂S, NH₃, dan Cl. Jika dalam suatu peralatan terdapat bahan kimia beracun tersebut, maka perlu dihitung konsekuensi racunnya mengikuti RBI API 581 *Part 3* bagian 5.9 dengan langkah sebagai berikut:

Menentukan durasi efektif dari laju kebocoran racun dengan persamaan 2.47

$$Id_n^{tox} = \left(3600, \left\{ \frac{mass_n}{W_n} \right\}, \{ 60. Id_{max,n} \} \right) \dots \dots \dots (2.47)$$

Kemudian menentukan presentase racun dari komponen/fluida ($mfrac^{tox}$), jika fluida sepenuhnya adalah racun maka nilai presentasenya adalah 1. Langkah selanjutnya menghitung laju kebocoran racun ($rate_n^{tox}$) dan massa kebocoran racun ($mass_n^{tox}$) dengan menggunakan persamaan 2.48 dan persamaan 2.49.

$$rate_n^{tox} = mfrac^{tox} . W_n \dots \dots \dots (2.48)$$

$$mass_n^{tox} = mfrac^{tox} . mass_n \dots \dots \dots (2.49)$$

Setelah didapatkan laju kebocoran racun ($rate_n^{tox}$) dan massa kebocoran racun ($mass_n^{tox}$) perhitungan racun HF dan H₂S menggunakan persamaan 2.50 untuk tipe *continuous* dan persamaan 2.51 untuk tipe kebocoran *instantaneous* dan untuk konstanta c dan d diambil dari Tabel 2.18.



Tabel 2.18 Konstanta Perhitungan Konsekuensi Racun

<i>Continuous Release</i>	HF Acid		H ₂ S	
	c	d	c	d
5	1.1401	3.5683	1.2411	3.9686
10	1.1031	3.8431	1.2410	4.0948
20	1.0816	4.1040	1.2370	4.238
40	1.0942	4.3295	1.2297	4.3628
60	1.1031	4.4576	1.2266	4.4365
<i>Instantaneous Release</i>	1.4056	3.3606	0.9674	2.7840

$$CA_{inj,n}^{tox} = C_8 \cdot 10^{(c \cdot \log_{10}[C_4 \cdot rate_n^{tox}] + d)} \dots\dots\dots (2.50)$$

$$CA_{inj,n}^{tox} = C_8 \cdot 10^{(c \cdot \log_{10}[C_4 \cdot mass_n^{tox}] + d)} \dots\dots\dots (2.51)$$

Setelah didapatkan nilai perhitungan racun dari persamaan 2.50 dan persamaan 2.51 kemudian dilakukan perhitungan luasan konsekuensi racun menggunakan persamaan 2.52

$$CA_{inj}^{tox} = \left(\frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \cdot CA_{inj,n}^{tox}}{gff_{total}} \right) \dots\dots\dots (2.52)$$

2.4.10 Konsekuensi Tidak Mudah Terbakar dan Tidak Beracun (CA^{nft})

Konsekuensi yang terkait dengan pelepasan bahan non-yang mudah terbakar dan tidak beracun tidak separah bahan lainnya, namun tetap dapat mengakibatkan cedera serius pada personil dan kerusakan pada peralatan. Konsekuensi tidak mudah terbakar tidak beracun dilakukan untuk material berupa dari uap/*steam*, asam/*acids* atau *caustics*. Jika fluida dalam alat tidak mudah terbakar tidak beracun dan termasuk antara 3 kriteria tersebut, maka perlu dilakukan perhitungan konsekuensi tidak mudah terbakar tidak beracun. Perhitungannya dijelaskan dalam RBI API 581 *Part 3* bagian 5.10.



2.4.11 Penentuan Konsekuensi Kerusakan Komponen(CA_{cmd}) dan Cidera Personil (CA_{inj})

Perhitungan akhir dari konsekuensi kerusakan area adalah:

$$CA_{cmd} = \max[CA_{cmd}^{flam}, CA_{cmd}^{tox}, CA_{cmd}^{nfnt}] \dots \dots \dots (2.53)$$

Jika konsekuensi racun CA_{cmd}^{tox} dan konsekuensi tidak mudah terbakar, tidak beracun CA_{cmd}^{nfnt} nilainya adalah 0 maka perhitungan hanya menggunakan CA_{cmd}^{flam}

$$CA_{cmd} = CA_{cmd}^{flam} \dots \dots \dots (2.54)$$

Untuk konsekuensi cidera personel area menggunakan persamaan:

$$CA_{inj} = \max[CA_{inj}^{flam}, CA_{inj}^{tox}, CA_{inj}^{nfnt}] \dots \dots \dots (2.55)$$

Perhitungan akhir dari Konsekuensi area adalah:

$$CA = \max[CA_{cmd}, CA_{inj}] \dots \dots \dots (2.56)$$

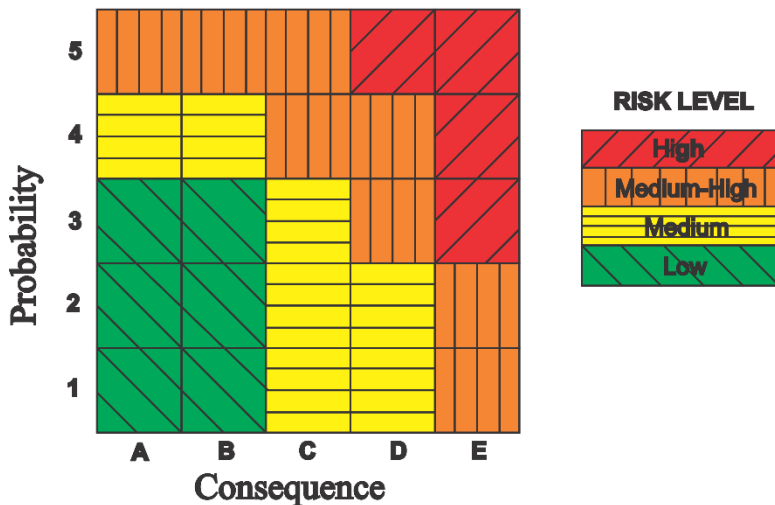
2.5 Risk Level

Merencanakan nilai PoF dan CoF pada matriks risiko adalah metode yang efektif untuk mewakili risiko secara grafis. PoF diplot sepanjang satu sumbu, meningkat dalam besaran dari titik asal, sementara CoF diplot sepanjang sumbu lainnya.



Tabel 2.19 Kategori Kemungkinan Kegagalan dan Konsekuensi Kegagalan

Kemungkinan Kegagalan (PoF)			Konsekuensi Kegagalan (CoF)	
Kategori	Jangkauan Kerusakan	Faktor	Kategori	Jangkauan (m ²)
1	$D_{f-total} \leq 1$		A	$CA \leq 9.29$
2	$1 \leq D_{f-total} \leq 10$		B	$9.29 < CA \leq 92.9$
3	$10 \leq D_{f-total} \leq 100$		C	$92.9 < CA \leq 279$
4	$100 \leq D_{f-total} \leq 1000$		D	$279 < CA \leq 929$
5	$D_{f-total} > 1000$		E	$CA > 929$



Gambar 2. 3 Tingkat Matriks Resiko (American Petroleum Institute (API), 2008)

Dalam API RBI kategori asimetris untuk menunjukkan bahwa kategori konsekuensi diberikan bobot lebih tinggi dari kategori probabilitas. Setelah pengeplotan selesai matriks resiko dapat digunakan sebagai alat penyaringan untuk prioritas inspeksi. Klasifikasi warna dari matriks resiko ditunjukkan dalam Tabel 2.19.

**Tabel 2.20** Klasifikasi warna terhadap matriks resiko

Warna dalam matriks resiko	Kategori resiko	Matriks <i>Probability x Consequence</i>
Hijau	<i>Low</i>	A1, A2, A3, B1, B2, B3
Kuning	<i>Medium</i>	A4, B4, C1, C2, C3, D1, D2
Oranye	<i>Medium High</i>	A5, B5, C4, C5, D3, D4, E1, E2
Merah	<i>High</i>	D5, E3, E4, E5

2.6 Failure Mode and Effect Analysis (FMEA)

FMEA merupakan sebuah metodologi yang digunakan untuk mengevaluasi kegagalan yang akan terjadi dalam sebuah sistem, desain, proses, atau pelayanan (*service*). Identifikasi kegagalan potensial dilakukan dengan cara pemberian nilai atau skor masing – masing moda kegagalan berdasarkan atas tingkat kejadian (*occurrence*), tingkat keparahan (*severity*), dan tingkat deteksi (*detection*). (Stamatis, 1995). Secara umum, FMEA (*Failure Modes and Effect Analysis*) didefinisikan sebagai sebuah teknik yang mengidentifikasi tiga hal, yaitu :

1. Penyebab kegagalan yang potensial dari sistem, desain produk, dan proses selama siklus hidupnya.
2. Efek dari kegagalan tersebut.
3. Tingkat kekritisan efek kegagalan terhadap fungsi sistem, desain produk, dan proses.

Dengan menggunakan data dan pengetahuan tentang proses atau produk, setiap mode dan efek kegagalan potensial dinilai dalam masing-masing dari ketiga faktor ini dalam skala mulai dari 1 sampai 10 (rendah sampai tinggi). mengalikan rangking untuk tiga faktor menggunakan persamaan (2.57) akan ditentukan tingkat untuk setiap mode kegagalan potensial dan efeknya. (McDermott, Mikulak, & Beauregard, 2009)



Perhitungan FMEA dilakukan melalui 10 langkah yaitu:

1. Meninjau proses atau produk
2. Meninjau potensi mode kegagalan pada peralatan
3. Membuat daftar potensi efek dari setiap mode kegagalan
4. Menetapkan peringkat *severity* untuk setiap efek
5. Menetapkan peringkat *occurrence* untuk setiap mode kegagalan
6. Menetapkan peringkat *detection* untuk setiap mode kegagalan
7. Menghitung jumlah prioritas resiko (RPN) untuk setiap efek
8. Memprioritaskan tindakan untuk mode kegagalan
9. Melakukan tindakan untuk menghilangkan atau mengurangi mode kegagalan
10. Menghitung RPN yang dihasilkan

$$\text{Risk Priority Number (RPN)} = \text{severity} \times \text{occurrence} \times \text{detection} \dots\dots(2.57)$$

Keterangan:

Severity = Konsekuensi dari kegagalan terjadi.

Occurrence = Probabilitas atau frekuensi kegagalan yang terjadi.

Detection = Probabilitas kegagalan terdeteksi sebelum terjadi

2.6.1 *Process FMEA*

FMEA dibagi menjadi 2 buah penilaian yaitu *Design FMEA* dan *Process FMEA*. *Process FMEA* mengungkap masalah proses yang berhubungan dengan pembuatan produk. Sebagai contoh, sepotong peralatan perakitan mungkin kehilangan bagian, mengakibatkan produk tidak dirakit dengan benar atau proses masuk pembuatan bahan kimia, temperatur dan waktu pencampuran menghasilkan produk yang tidak dapat digunakan. *Process FMEA* akan sangat membantu bila melakukan untuk berpikir dalam lima hal elemen proses: orang, bahan, peralatan, metode, dan lingkungan.

**Tabel 2.21** Nilai Severity pada *Process FMEA*

<i>Severity</i>	<i>Criteria</i>	<i>Rangking</i>
<i>None</i>	<i>No discernible effect.</i>	<i>1</i>
<i>Very minor</i>	<i>Fit and finish/squeak and rattle item does not conform. Defect noticed by discriminating customers (less than 25 %).</i>	<i>2</i>
<i>Minor</i>	<i>Fit and finish/squeak and rattle item does not conform. Defect noticed by 50 % of customers.</i>	<i>3</i>
<i>Very low</i>	<i>Fit and finish/squeak and rattle item does not conform. Defect noticed by most customers (greater than 75 %).</i>	<i>4</i>
<i>Low</i>	<i>Vehicle/item operable but comfort/convenience item(s) operable at a reduced level of performance. Customer somewhat dissatisfied.</i>	<i>5</i>
<i>Moderate</i>	<i>Vehicle/item operable but comfort/convenience item(s) inoperable. Customer dissatisfied.</i>	<i>6</i>
<i>High</i>	<i>Vehicle/item operable but at a reduced level of performance. Customer very dissatisfied.</i>	<i>7</i>
<i>Very high</i>	<i>Vehicle/item inoperable (loss of primary function)</i>	<i>8</i>
<i>Hazardous with warning</i>	<i>Very high severity ranking when a potential failure mode affects safe vehicle operation and/or involves non-compliance with government regulation with warning.</i>	<i>9</i>
<i>Hazardous Without warning</i>	<i>Very high severity ranking when a potential failure mode affects safe vehicle operation and/or involves non compliance with government regulation without warning.</i>	<i>10</i>



Tabel 2.22 Nilai Occurrence pada *Process FMEA*

<i>Failure mode occurrence</i>	<i>Frequency</i>	<i>Rating</i>
<i>Remote: Failure is unlikely</i>	$\leq 0,010$ per thousand vehicles/items	1
<i>Low: Relatively few failures</i>	0,1 per thousand Low: vehicles/items	2
	0,5 per thousand vehicles/items	3
<i>Moderate: Occasional failures</i>	1 per thousand vehicles/items	4
	2 per thousand vehicles/items	5
	5 per thousand vehicles/items	6
<i>High: Repeated failures</i>	10 per thousand vehicles/items	7
	20 per thousand vehicles/items	8
<i>Very high: Failure is almost inevitable</i>	50 per thousand vehicles/items	9
	≥ 100 in thousand vehicles/items	10

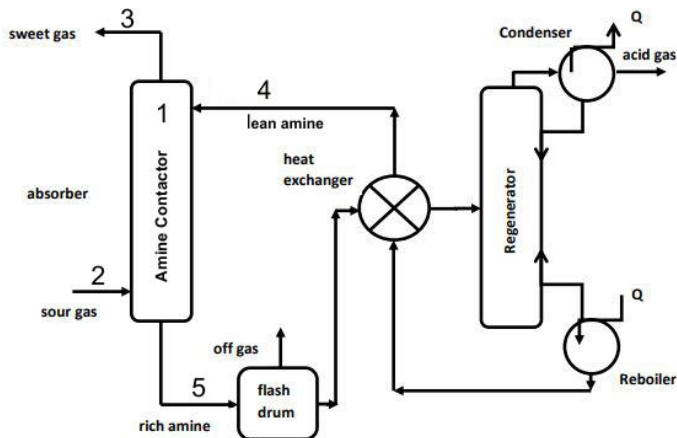
Tabel 2.23 Nilai Detection pada *Process FMEA*

<i>Detection</i>	<i>Criteria</i>	<i>Rangking</i>
<i>Almost certain</i>	<i>Design Control will almost certainly detect a potential cause/mechanism and subsequent failure mode</i>	1
<i>Very high</i>	<i>Very high chance the Design Control will detect a potential cause / mechanism and subsequent failure mode</i>	2
<i>High</i>	<i>High chance the Design Control will detect a potential cause/mechanism and subsequent failure mode</i>	3
<i>Moderately high</i>	<i>Moderately high chance the Design Control will detect a potential cause / mechanism and subsequent failure mode</i>	4



Moderate	Moderate chance the Design Control will detect a potential cause/mechanism and subsequent failure mode	5
Low	Low chance the Design Control will detect a potential cause/mechanism and subsequent failure mode	6
Very low	Very low chance the Design Control will detect a potential cause/mechanism and subsequent failure mode	7
Remote	Remote chance the Design Control will detect a potential cause/mechanism and subsequent failure mode	8
Very remote	Very remote chance the Design Control will detect a potential cause/mechanism and subsequent failure mode	9
Absolutely uncertain	Design Control will not and/or cannot detect a potential cause/mechanism and subsequent failure mode; or there is no Design Control	10

2.7 Amine Contactor System



Gambar 2. 4 Sistem pada Amine Contactor (Schlumberger, 2016)



2.7.1 Unit *Amine Contactor System*

Komponen dari *Amine Contactor System* terdiri dari 4 buah pipa dan 1 pressure vessel yaitu:

1. *Amine Contactor* 135-V-06

Fungsi dari *Amine Contactor* 135-V-06 adalah tempat mengkontakan gas asam dengan untuk menghilangkan H_2S dari gas asam basah menggunakan larutan amina, yang menyerap H_2S .

2. Pipa *Inlet Gas Proses* (14"-PG-35001-B06D)

Fungsi dari Pipa Pipa 14"-PG-35001-B06D adalah untuk menyalurkan fluida yaitu *process gas* yang telah diseparasi kandungan *liquid hydrocarbon* nya dari *Amine Contactor Inlet KO Drum* 135-V-01 menuju ke *Amine Contactor* 135-V-06

3. Pipa *Outlet Gas Proses* (14"-PG-35006-B06B)

Fungsi dari Pipa 14"-PG-35005-B06B adalah untuk menyalurkan fluida yaitu *sweetening gas* dari *Amine Contactor* 135-V-06 menuju ke *Amine Overhead Gas KO Drum* 135-V-09

4. Pipa *Inlet Amine* (6"-PA-35010-B06B)

Fungsi dari Pipa 6"-PA-3510-B06B adalah untuk menyalurkan fluida *lean amine* (MDEA murni) dari *Lean Amine Pump* 135-P-01 menuju ke *Amine Contactor* 135-V-06

5. Pipa *Outlet Amine* (6"-PA-35011-N06N)

Fungsi dari Pipa 14"-PG-35005-B06B adalah untuk menyalurkan fluida yaitu *rich amine* (larutan *amine* yang telah mengandung *acid gas*) dari *Amine Contactor* 135-V-06 menuju ke *Amine Flash Drum* 135-V-10

2.7.2 Peralatan dan Komponen Internal

Amine contactor system terdiri dari beberapa komponen internal dan eksternal yang berfungsi untuk membantu melaksanakan operasional dari proses *sweetening gas*. Komponen internal dan eksternal tersebut antara lain:



1. *Pipe Branch Distributor*



Gambar 2. 5 *Pipe Branch* pada *Amine Contactor* (Saka Indonesia Pangkah Limited, 2009)

Pipe Brach Distributor adalah pipa yang berfungsi untuk menyalurkan fluida dari *amine contactor* ke komponen lain.

2. *Trays*

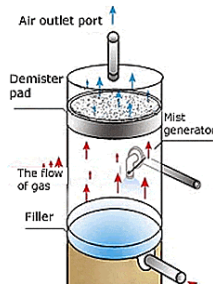


Gambar 2. 6 *Trays/Sieve* (Demister Asia, 2011)

Fungsi *Trays* adalah untuk memfasilitasi kontak antara fase uap dan fase cair sehingga transfer massa antara 2 fase dapat terjadi.



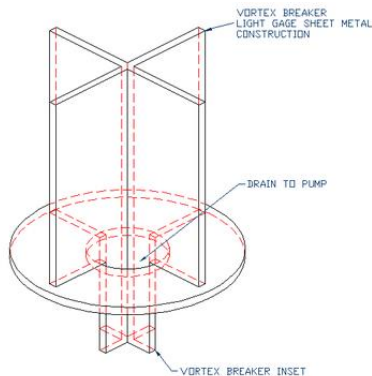
3. *Demister Pad*



Gambar 2. 7 *Demister Pad* (Booger Industrial Limited, 2018)

Demister Pad adalah perangkat yang sering dipasang pada vessel pemisah uap-cair untuk meningkatkan pengeluaran tetesan cairan yang terkumpul dalam aliran uap. Demister dimaksudkan untuk mengumpulkan kabut menjadi tetesan yang cukup berat untuk dipisahkan dari aliran uap.

4. Vortex Breaker

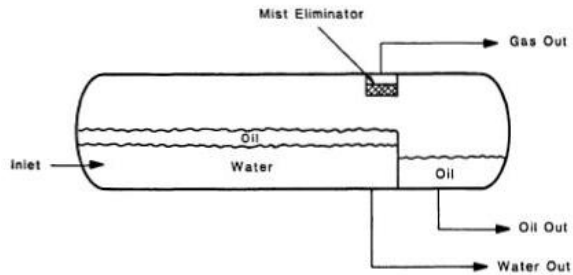


Gambar 2. 8 *Vortex Breaker* (Community, 2008)

Vortex Breaker adalah perangkat yang digunakan dalam rekayasa untuk menghentikan pembentukan pusaran ketika fluida (cair atau gas) dikeringkan dari vessel.



5. *Skimming Bucket*



Gambar 2. 9 *Skimming Bucket* (Separator, 2009)

Skimming bucket berfungsi untuk menepis lapisan minyak/hidrokarbon dari fluida dengan memanfaatkan perbedaan densitas.

6. *Man Way Covers*



Gambar 2. 10 *Man Way Covers* (Koronka {Manufacturing} Ltd, 2018)

Man way covers berfungsi untuk jalan masuk dan keluar ketika ada inspeksi internal di dalam *Amine Contactor System*.



7. *Instrumentation Amine Contactor 135-V-06*



Gambar 2. 11 Alat Instrumentasi *Amine Contactor* (Saka Indonesia Pangkah Limited, 2009)

Alat instrumentasi memiliki berbagai macam fungsi yaitu mendeteksi dan memberikan informasi tentang besarnya nilai proses variabel yang diukur dari suatu proses industri.

8. *Amine Contactor Cladding*



Gambar 2. 12 *Amine Contactor Cladding* (Saka Indonesia Pangkah Limited, 2009)

Cladding adalah pengikatan lapisan logam dengan logam yang berbeda.



9. Valve

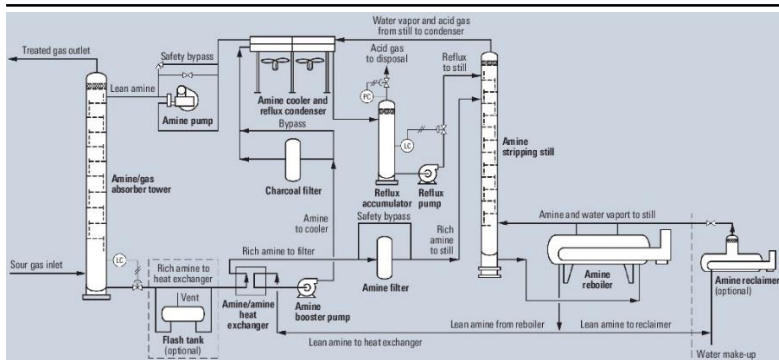


Gambar 2. 13 Valve pada *Amine Contactor* 135-V-06 (Saka Indonesia Pangkah Limited, 2009)

Valve adalah suatu alat yang menerima perintah dari luar untuk melepas, menghentikan atau mengarahkan fluida yang melalui katup tersebut.

2.7.3 Proses *Sweetening Gas*

Hydrogen sulfida (H_2S), karbon dioksida (CO_2), mercaptans, dan kontaminan lainnya sering ditemukan di aliran gas alam. H_2S adalah gas beracun yang sangat korosif terhadap baja karbon. CO_2 juga korosif terhadap peralatan dan mengurangi nilai gas. Proses *sweetening gas* menghilangkan kontaminan ini sehingga menghasilkan *sweet gas* yang cocok untuk ditransportasikan dan dalam penggunaannya. *Sweet gas* adalah gas dengan kandungan sulfur yang sangat rendah. Proses dari *sweetening gas* seperti pada Gambar 2.14 sebagai berikut (Schlumberger, 2016):



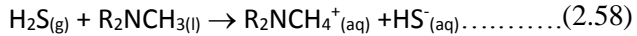
Gambar 2.14 Proses *Gas Sweetening* (Schlumberger, 2016)

1. Gas asam memasuki *tower contactor* dan naik melalui larutan amina yang turun
2. Aliran gas yang sudah dimurnikan (*sweet gas*) menuju puncak *tower contactor*
3. Larutan amina yang menyerap kandungan H_2S dari gas asam (*rich amine*) meninggalkan *tower contactor* menuju *heat exchanger* atau tangki flash opsional
4. *Rich amine* dipanaskan dengan *lean amine* yang telah diregenerasi di dalam *heat exchanger*
5. *Rich amine* dipanaskan lebih lanjut di *amine stripping still*, dengan panas yang dipasok dari reboiler. Uap *rich amine* naik melalui kolom untuk memisahkan uap air dan uap gas asam untuk meregenerasi amina
6. Uap air dan uap gas asam yang telah dipisahkan dari *rich amine* kemudian dikondensasi dan didinginkan pada *amine cooler and reflux condenser*.
7. Uap hasil kondensasi dipisahkan dalam *reflux accumulator* dan kembali ke *amine stripping still*. Kemudian gas asam dapat dilepaskan, diinsinerasi atau diarahkan ke sistem pembuangan sulfur.

Secara umum, H_2S diperkirakan bereaksi hampir seketika dengan MDEA melalui transfer proton seperti halnya amina primer



dan sekunder. Reaksi yang terjadi pada saat *sweetening gas* menggunakan MDEA adalah (Jerry A. Bullin, 2006):



2.8 Penentuan Metode dan Perencanaan Inspeksi

Penentuan metode dan perencanaan inspeksi berdasarkan integritas inspeksi pada peralatan statis RBI dan hasil uji tingkat kekritisitas tipe kegagalan (Dwi Angga Septianto, 2012) pada tabel 2.24 dan 2.25.

Tabel 2.24 Integritas Inspeksi pada Peralatan Statis RBI

No	Jenis Konsekuensi	Jenis Inspeksi
1	Tinggi	<i>Internal Entry</i>
		<i>External NDT</i>
2	Menengah	<i>Internal Entry</i>
		<i>External NDT</i>
		<i>Limited Internal Inspection</i>
3	Rendah	<i>Limited Internal Inspection</i>
		<i>External Inspection</i>
		<i>Process review</i>

Tabel 2.25 Metode Inspeksi dan Frekuensi Inspeksi berdasarkan Tingkat Resiko

Peluang Kegagalan	Konsekuensi Kegagalan	Metode Inspeksi	Frekuensi Inspeksi	Luas Area Inspeksi
Tinggi	Tinggi	U.T	12 Bulan	Penuh
Tinggi	Menengah	U.T	12 Bulan	Parsial
Tinggi	Rendah	U.T	12 Bulan	Kecil
Menengah	Tinggi	U.T	24 Bulan	Penuh
Menengah	Menengah	U.T	30 Bulan	Parsial
Menengah	Rendah	U.T	30 Bulan	Kecil
Rendah	Tinggi	U.T	30 Bulan	Penuh
Rendah	Menengah	U.T	36 Bulan	Parsial
Rendah	Rendah	U.T	48 Bulan	Kecil



2.9 Remaining Lifetime

Sisa umur peralatan dapat ditentukan berdasarkan perhitungan ketebalan minimum (*thickness minimum*, t_{min}) yang dipersyaratkan untuk kondisi layanan yang diinginkan. Ketebalan minimum dapat dihitung menggunakan standar API 579 *Fitness-For-Services* dengan melakukan perhitungan ketebalan minimum ketika diberi tekanan circumferential dan longitudinal. Peralatan yang memiliki geometri cylindrical chell menggunakan perhitungan seperti persamaan 2.58 dan 2.59 berikut:

$$t_{min}^c = \frac{PR}{SE-0.6P} \dots \dots \dots (2.59)$$

$$t_{min}^l = \frac{PR}{2SE-0.4P} + t_{si} \dots \dots \dots (2.60)$$

Nilai akhir ketebalan minimum

$$t_{min} = \max[t_{min}^c, t_{min}^l] \dots \dots \dots (2.61)$$

Dimana: t_{min}^c = Ketebalan minimum ketika diberi tekanan circumferential
 t_{min}^l = Ketebalan minimum ketika diberi tekanan longitudinal
 P = Design Pressure (MPa)
 R = Radius (mm)
 S = Allowable Stress (MPa)
 E = Joint Efficiency

Pengukuran ketebalan dari inspeksi (*thickness reading*, t_{rd}), dan perkiraan tingkat korosi yang diantisipasi (*Corrosion rate*, C_{rate}).

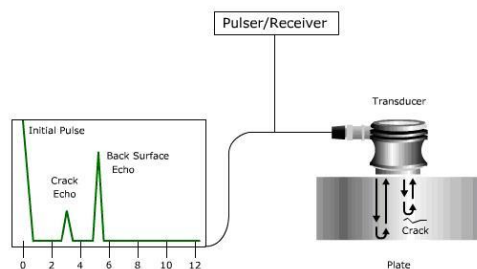
$$R_{life} = \frac{t_{rd} - t_{min}}{C_{rate}} \dots \dots \dots (2.62)$$



Sisa umur peralatan dalam standar ini digunakan untuk menetapkan interval pemeriksaan yang sesuai, rencana pemantauan dalam kondisi operasional, atau kebutuhan untuk perbaikan. Sisa umur peralatan tidak dimaksudkan untuk memberikan perkiraan yang tepat tentang waktu aktual kegagalan. Oleh karena itu, sisa umur peralatan dapat diperkirakan berdasarkan kualitas informasi yang tersedia, tingkat penilaian, dan asumsi yang tepat untuk memberikan faktor keamanan yang memadai untuk operasi sampai pemeriksaan terjadwal berikutnya. (American Petroleum Institute (API), 2016)

2.10 Ultrasonic Thickness Testing

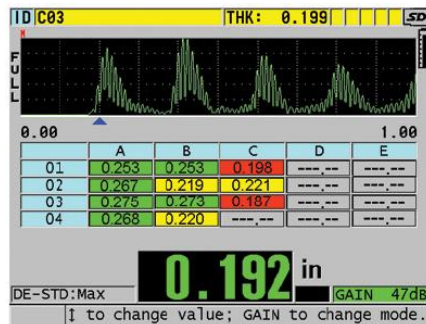
Prinsip gelombang ultrasonik dalam pengukuran ketebalannya mirip dengan gelombang optik. Denyut gelombang ultrasonik yang ditransmisikan oleh probe kemudian dipantulkan kembali, ketika gelombang mencapai antarmuka dalam obyek. Ketebalan objek ditentukan dengan tepat mengukur waktu gelombang ultrasonik memantul dari objek seperti Gambar 2.15. (Beijing TIME High Technology Ltd.) Alat ultrasonic thickness testing yang digunakan adalah Olympus tipe 38DL Plus seperti pada Gambar 2.16 dan hasil dari *ultrasonic thickness* ditunjukkan seperti Gambar 2.17.



Gambar 2. 15 Mekanisme *Ultrasonic Thickness Testing* (Hijazi, 2018)



Gambar 2. 16 Alat *Ultrasonic Thickness* Olympus 38DL Plus (Olympus, 2018)



Gambar 2. 17 Hasil Pengukuran Menggunakan *Ultrasonic Thickness* (Olympus, 2018)

2.11 Penelitian Sebelumnya

Sovian Simatupang, 2011, *Studi Analisis Resiko pada Pipeline Oil dan Gas dengan Metode Risk Assesment Kent Muhlbauer dan Risk Based Inspection API Rekomendasi 581*. Dalam tugas akhir ini peralatan yang diteliti adalah *pipeline* penyalur gas. Pada *pipeline* terdapat resiko yang berbeda-beda setiap jalurnya sehingga diperlukan segmentasi. Dalam tugas akhir ini terdapat dua metode *risk assesment* yaitu: metode Kent Muhlbauer dan *Risk Based Inspection* API RP 581 semi-kuantitatif.



James Tinambunan, 2013, *Analisis Resiko Pressure Vessel dengan Risk Based Inspection API 581 dan Studi Eksperimental Karakteristik Korosi Bahan Shell Pressure Vessel pada Media Gas H₂S di HESS (Indonesia, Pangkah) Ltd.* Dalam tugas akhir ini peralatan yang diteliti adalah *pressure vessel*. Metode yang digunakan adalah *Risk Based Inspection* semi-kuantitatif. Selain itu dalam tugas akhir ini juga dilakukan penelitian tentang laju korosi pada bahan *shell pressure vessel*.

Moamar Al Qathafi, 2015, *Studi Aplikasi Risk Based Inspection (RBI) Semi-Kuantitatif API 581 pada Production Separator*. Dalam tugas akhir ini alat yang diteliti adalah *production separator*. Metode yang digunakan adalah *Risk Based Inspection* semi-kuantitatif.

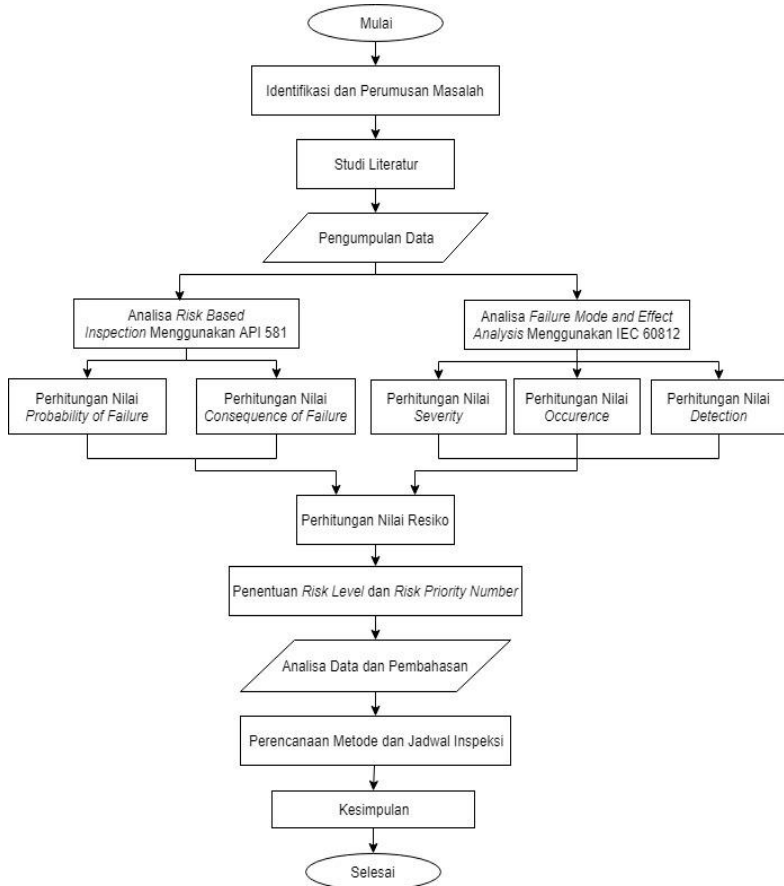
Muhammad Nouris Septianto, 2015, *Aplikasi Risk Based Inspection (RBI) Pada Hydrocyclone Separator Industri Migas Dengan Menggunakan API 581*. Dalam tugas akhir ini alat yang diteliti adalah *hydrocyclone separator*. Metode yang digunakan adalah *Risk Based Inspection* semi-kuantitatif.

Hendriya Binawa Gana, 2015, *Risk Assessment Pada Unit Pemisah Ekse NH₃ RDan Pengurai Ammonium Carbamate Dengan Menggunakan Metode Risk Based Inspection API 581*. Dalam tugas akhir ini alat yang diteliti adalah *Sripper DA-101*, diawali dengan menggunakan metode FMEA pada komponen utama alat lalu dilanjut dengan *Risk Based Inspection* semi-kuantitatif.

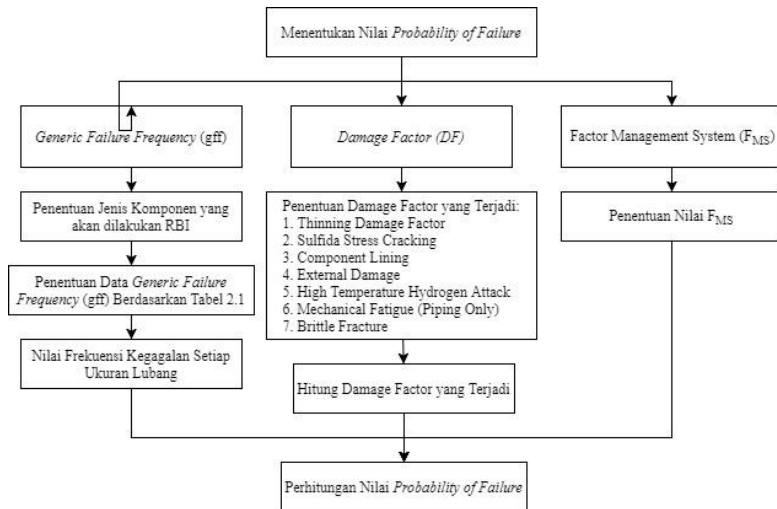
BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1. Diagram Alir

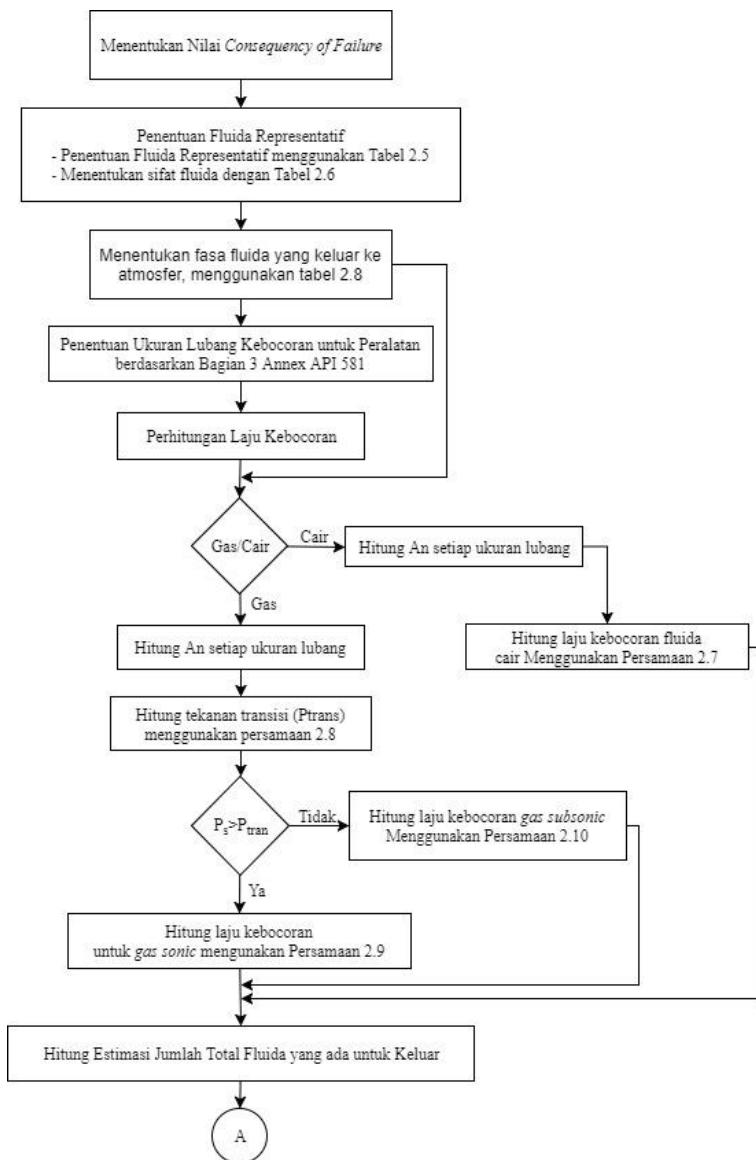
Adapun diagram alir pada penelitian ini adalah:

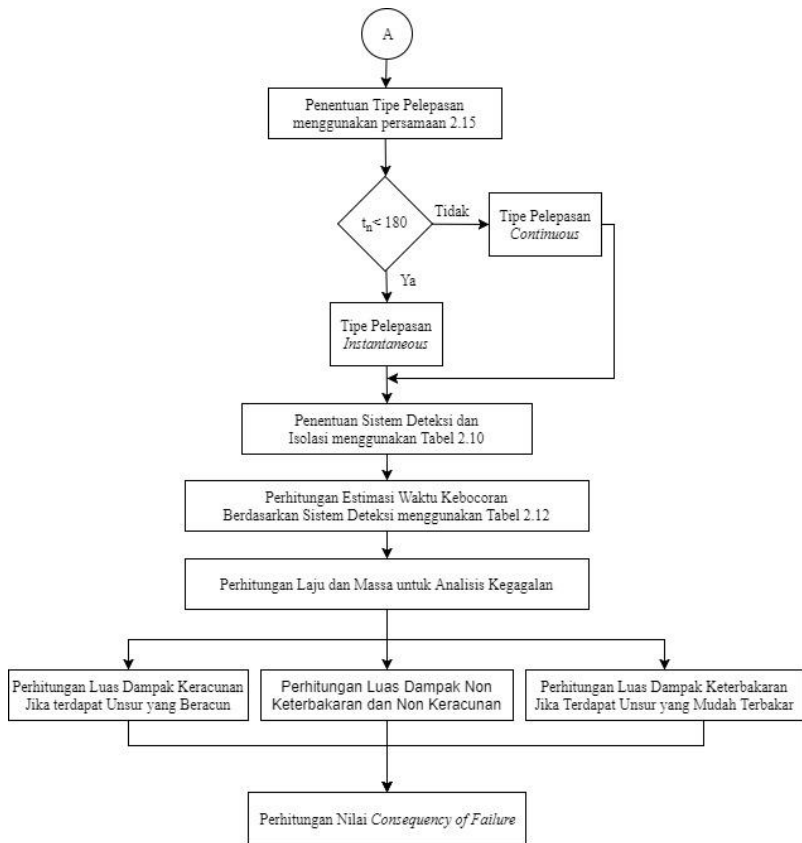


Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian



Gambar 3.2 Diagram Alir *Probability of Failure*





Gambar 3.3 Diagram *Consequence of Failure*

3.2 Prosedur Penelitian

Adapun langkah-langkah yang nantinya ditempuh dalam penelitian ini adalah sebagai berikut:



3.2.1 Identifikasi dan Perumusan Masalah

Tahap ini bertujuan untuk mencari dan menemukan masalah yang ada di unit *H₂S Removal System*. Penelitian ini berdasarkan permasalahan peralatan unit *H₂S Removal System* yaitu *Amine Contactor System*. *Amine Contactor System* dalam operasinya berhubungan dengan gas *H₂S* dan *CO₂* rentan untuk terjadinya kegagalan akibat adanya penipisan korosi. Tahap ini juga mengidentifikasi dari kondisi peralatan yang telah beroperasi.

Tabel 3.1 Peralatan yang Dilakukan Identifikasi dan Perumusan Masalah

No	Nama Peralatan	Tipe Peralatan	Jenis Identifikasi	
			RBI	FMEA
1	<i>Amine Contactor Top Shell</i>	<i>Pressure Vessel</i>	V	V
2	<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	<i>Pressure Vessel</i>	V	V
3	Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	Pipa	V	V
4	Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	Pipa	V	V
5	Pipa <i>Inlet</i> Amine	Pipa	V	V
6	Pipa <i>Outlet</i> Amine	Pipa	V	V

3.2.2 Studi Literatur

Setelah dilakukan indentifikasi dan perumusan masalah, diperlukan adanya studi literatur yang berhubungan dengan penelitian ini. Studi literatur yang perlu dilakukan yaitu mengenai *risk management* dan *risk analysis* pada peralatan *Amine Contactor System* dengan mempelajari API 580 “*Risk Based Inspection*”, API 581 “*Risk Based Inspection Technology*”, API 510 “*Pressure Vessel Inspection Code*”, API 570 “*Piping Inspection Code*”,



Failure Mode Effect Analysis Standard IEC 60812 dan proses pada peralatan serta kerusakan kerusakan yang terjadi pada Amine Contactor System.

3.2.3 Pengumpulan Data

Tujuan dari tahap pengumpulan data ini adalah untuk mendapatkan data-data yang akan digunakan sebagai bahan analisis berbasis resiko dari peralatan *Amine Contactor System* sehingga dapat didapatkan hasil penelitian yang optimal.

Data yang dikumpulkan antara lain:

1. Data *Process Flow Diagram* (PFD)
2. Data *Piping & Instrument Diagram* (P&ID)
3. Data *sheet* gambar teknik dan operasional peralatan
4. Data inspeksi dari peralatan yang pernah dilakukan
5. Data standar titik inspeksi *Ultrasonic Thickness* dari peralatan

Sedangkan data sekunder berupa data history dan hasil wawancara kepada *engineer* mengenai alat.

3.2.4 Perhitungan *Probability of Failure*

Tujuan dari perhitungan *Probability of Failure* adalah mendapatkan nilai dari kemungkinan kegagalan dari peralatan berdasarkan kerusakan yang terjadi pada peralatan. Pemilihan faktor kerusakan diatas berdasarkan kondisi dan pengamatan yang dilakukan pada peralatan seperti di bawah ini:

1. *Thinning* (D^{thin}_f)
2. *Component Lining* (D^{elin}_f)
3. *External Damage* (D^{extd}_f)
4. *Stress Corrosion Cracking (SCC)* (D^{scc}_f)
5. *High Temperature Hydrogen Attack* (D^{htha}_f)
6. *Mechanical Fatigue* (D^{mfat}_f)
7. *Brittle Fracture* (D^{brit}_f)



3.2.5 Perhitungan *Consequency of Failure*

Tujuan dari perhitungan *Consequency of Failure* adalah untuk mendapatkan nilai dari konsekuensi dari kegagalan peralatan dengan menggunakan analisi seperti berikut:

1. Menentukan fluida representatif dan sifatnya
2. Menentukan ukuran lubang kebocoran
3. Menghitung laju kebocoran
4. Menghitung massa yang tersedia
5. Menentukan tipe kebocoran
6. Menentukan dampak dari sistem deteksi dan isolasi
7. Menghitung laju dan massa kebocoran untuk analisa konsekuensi
8. Menghitung konsekuensi keterbakaran dan ledakan
9. Menentukan konsekuensi racun
10. Menentukan konsekuensi tidak mudah terbakar tidak beracun
11. Menentukan konsekuensi kerusakan komponen dan cedera personil

3.2.6 *Failure Mode and Effect Analysis (FMEA)*

Identifikasi resiko menggunakan FMEA bertujuan untuk mengembangkan mekanisme kegagalan dan mengetahui tingkat resiko yang terjadi pada *Amine Contactor System*. Metode ini merupakan analisa resiko secara kualitatif terhadap kehandalan suatu sistem yang di dalamnya memuat bentuk-bentuk kegagalan (*failure mode*). Berdasarkan Tabel 2.21, Tabel 2.22 dan Tabel 2.23, komponen tersebut dinyatakan dalam rangking pada *severity*, *occurrence* dan *detection*. Hasil kali *severity*, *occurrence* dan *detection* menghasilkan nilai *Risk Priority Number (RPN)*.

3.2.7 Penentuan *Risk Level* dan *Risk Priority Number*

Tujuan dari tahapan penentuan risk level adalah menentukan peralatan yang telah dianalisis termasuk ke dalam *low risk*, *medium risk*, *medium-high risk* atau *high risk equipment* yang nantinya akan di petakan di dalam matriks resiko 5x5 standar RBI API 581.



Penentuan risk priority number dipetakan didalam lembar kerja FMEA.

3.2.8 Analisa Data dan Pembahasan

Setelah didapatkan hasil perhitungan *risk level* dan *risk priority number* selanjutnya dilakukan tahap analisa data dan pembahasan untuk mendapatkan perencanaan metode dan jadwal inspeksi yang tepat dan efektif untuk peralatan.

3.2.9 Perencanaan Metode dan Jadwal Inspeksi

Tahap setelah didapatkan tingkat resiko dari peralatan maka selanjutnya ditentukan metode dan jadwal inspeksi. Perencanaan metode inspeksi dilakukan agar didapatkan metode inspeksi yang tepat apada tingkat resiko tertentu. Sedangkan jadwal inspeksi dilakukan perencanaan agar tidak terjadi *over-inspection* pada peralatan, sehingga didapatkan perencanaan metode dan jadwal inspeksi yang efisien dan efektif berdasarkan *risk level* API RBI 581 dan prioritas mekanisme kegagalan berdasarkan RPN FMEA IEC 60812 .

BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Data Umum Peralatan

Data umum *Amine Contactor System* digunakan untuk mendukung analisa pada penelitian ini. Adapun data yang dicari dari semua peralatan seperti sebagai berikut:

1. *Pressure Vessel*

- | | |
|------------------------------------|---|
| 1. <i>Description</i> | : <i>Amine Contactor Top Shell</i> |
| 2. <i>Fluid Composition</i> | : Methane = 84.17 %
Nitrogen = 1.87 %
Water = 0.22 %
CO ₂ = 2.83 %
H ₂ S = 0.0006 %
Ethane = 5.25 %
Propane = 3.34 %
n-Butane = 2.30 % |
| 3. <i>Design Press/Temp</i> | : 7.00 MPa/65°C |
| 4. <i>Operation Press/Temp</i> | : 4.57 MPa/44.1°C |
| 5. <i>Corrosion Allowance</i> | : 0 mm |
| 6. <i>Material</i> | : SA516 Grade 60 |
| 7. <i>Year Built</i> | : 2006 |
| 8. <i>Outside Diameter (OD)</i> | : 2200.0 mm |
| 9. <i>Length</i> | : 12.91 m |
| 10. <i>Allowance Stress (S)</i> | : 117.9 MPa |
| 11. <i>Join Eff (E)</i> | : 1.0 |
| 12. <i>Nominal Thick Shell</i> | : 71.98 mm |
| 13. <i>Reading Thick Shell</i> | : 70.38 mm |
| 14. <i>Nominal Thick Head</i> | : 94.00 mm |
| 15. <i>Reading Thick Head</i> | : 93.15 mm |
| 16. <i>Year of Last Inspection</i> | : 2018 |
| 17. <i>Year of Inspection</i> | : 11 tahun |
| 18. <i>Corrosion Rate</i> | : 0.145 mm/tahun |



2. Pressure Vessel

1. *Description* : Amine Contactor Bottom Shell
2. *Fluid Composition* : Methane = 83.66 %
Nitrogen = 1.86 %
Water = 0.1 %
CO₂ = 3.51 %
H₂S = 0.05 %
Ethane = 5.23 %
Propane = 3.33 %
n-Butane = 2.26 %
3. *Design Press/Temp* : 7.00 MPa/65°C
4. *Operation Press/Temp* : 4.57 MPa/44.1°C
5. *Corrosion Allowance* : 0 mm
6. *Material* : SA516 Grade 60
7. *Year Built* : 2006
8. *Outside Diameter (OD)* : 2200.0 mm
9. *Length* : 12.91 m
10. *Allowance Stress (S)* : 117.9 MPa
11. *Join Eff (E)* : 1.0
12. *Nominal Thick Shell* : 71.98 mm
13. *Reading Thick Shell* : 70.95 mm
14. *Nominal Thick Head* : 94.00 mm
15. *Reading Thick Head* : 92.98 mm
16. *Year of Last Inspection* : 2018
17. *Year of Inspection* : 11 tahun
18. *Corrosion Rate* : 0.093 mm/tahun



3. Pipa *Inlet* Gas Proses

- | | |
|------------------------------------|---|
| 1. <i>Description</i> | : Pipa 14"-PG-35001-B06D |
| 2. <i>Fluid Composition</i> | : Methane = 83.66%
Nitrogen = 1.86 %
Water = 0.1 %
CO ₂ = 3.51 %
H ₂ S = 0.05 %
Ethane = 5.23 %
Propane = 3.33 %
n-Butane = 2.26 % |
| 3. <i>Design Press/Temp</i> | : 7.00 MPa/65°C |
| 4. <i>Operation Press/Temp</i> | : 4.58 MPa/27.8°C |
| 5. <i>Corrosion Allowance</i> | : 6.00 mm |
| 6. <i>Material</i> | : A106 Grade B |
| 7. <i>Year Built</i> | : 2002 |
| 8. <i>Outside Diameter (OD)</i> | : 355.6 mm |
| 9. <i>Length</i> | : 150 m |
| 10. <i>Allowance Stress (S)</i> | : 137.895 MPa |
| 11. <i>Weld Joint Eff (E)</i> | : 0.85 |
| 12. <i>Nominal Thick Pipe</i> | : 23.8252 mm |
| 13. <i>Reading Thick Pipe</i> | : 22.70 mm |
| 14. <i>Year of Last Inspection</i> | : 2018 |
| 15. <i>Year of Inspection</i> | : 11 tahun |
| 16. <i>Corrosion Rate</i> | : 0.102 mm/tahun |

4. Pipa *Outlet* Gas Proses

- | | |
|-----------------------------|---|
| 1. <i>Description</i> | : Pipa 14"-PG-35006-B06B |
| 2. <i>Fluid Composition</i> | : Methane = 84.17 %
Nitrogen = 1.84 %
Water = 0.22 %
CO ₂ = 2.83 %
H ₂ S = 0.0006 % |



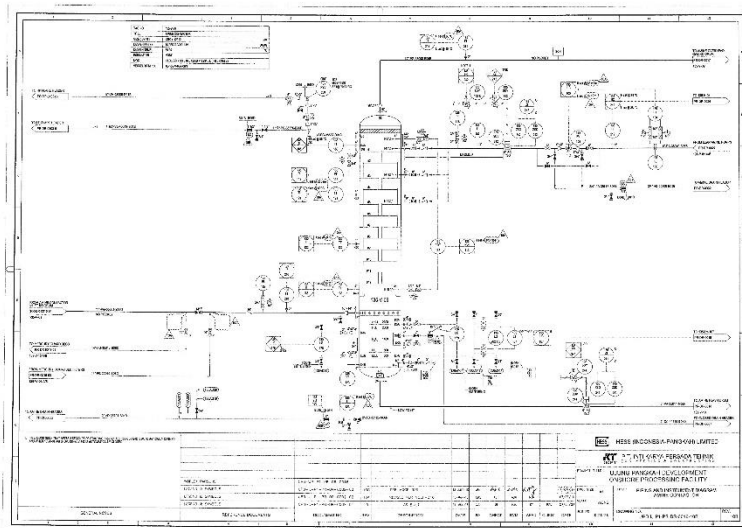
- Ethane = 5.25 %
 Propane = 3.34 %
 n-Butane = 2.30 %
3. *Design Press/Temp* : 7.00 MPa/65°C
 4. *Operation Press/Temp* : 4.4 MPa/45.66°C
 5. *Corrosion Allowance* : 6.00 mm
 6. *Material* : A106 Grade B
 7. *Year Built* : 2002
 8. *Outside Diameter (OD)* : 355.6 mm
 9. *Length* : 150 m
 10. *Allowance Stress (S)* : 137.895 MPa
 11. *Weld Joint Eff (E)* : 0.85
 12. *Nominal Thick Pipe* : 23.8252 mm
 13. *Reading Thick Pipe* : 22.69 mm
 14. *Year of Last Inspection* : 2018
 15. *Year of Inspection* : 11 tahun
 16. *Corrosion Rate* : 0.103 mm/tahun

5. Pipa Inlet Amine

1. *Description* : Pipa 6"-PA-35010-B06B
2. *Fluid Composition* : Diethanoamine = 9.90 %
 Water = 89.57 %
 CO₂ = 0.048 %
 H₂S = 0.0024 %
3. *Design Press/Temp* : 6.58 MPa/90°C
4. *Operation Press/Temp* : 4.6 MPa/43.33°C
5. *Corrosion Allowance* : 3 mm
6. *Material* : A106 Grade B
7. *Year Built* : 2002
8. *Outside Diameter (OD)* : 114.3 mm
9. *Length* : 82.5 m
10. *Allowance Stress (S)* : 137.895 MPa



11. *Weld Joint Eff (E)* : 1
 12. *Nominal Thick Pipe* : 14.27 mm
 13. *Reading Thick Pipe* : 12.7 mm
 14. *Year of Last Inspection* : 2018
 15. *Year of Inspection* : 11 tahun
 16. *Corrosion Rate* : 0.142 mm/tahun
6. *Pipa Outlet Amine*
1. *Description* : Pipa 6"-PA-35011-N06N
 2. *Fluid Composition* : Methane = 0.124 %
Diethanolamine = 9.91 %
Nitrogen = 0.001 %
Water = 86.57 %
CO₂ = 3.15 %
H₂S = 0.21 %
Ethane = 0.01 %
Propane = 0.008 %
n-Butane = 0.0009 %
 3. *Design Press/Temp* : 7.00 MPa/65°C
 4. *Operation Press/Temp* : 4.58 MPa/28.11°C
 5. *Corrosion Allowance* : 0 mm
 6. *Material* : A312 Grade TP316L
 7. *Year Built* : 1996
 8. *Outside Diameter (OD)* : 168.275 mm
 9. *Length* : 15 m
 10. *Allowance Stress (S)* : 115.142 MPa
 11. *Weld Joint Eff (E)* : 1
 12. *Nominal Thick Pipe* : 7.112 mm
 13. *Reading Thick Pipe* : 6.54 mm
 14. *Year of Inspection* : 11 tahun
 15. *Corrosion Rate* : 0.052 mm/tahun
-



Gambar 4.1 *Piping and Instrumentation Diagrams (P&ID) Amine Contactor System (Saka Indonesia Pangkah Limited)*

Selain menggunakan data umum dan P&ID pada Gambar 4.1, masih banyak data-data yang lebih spesifik untuk perhitungan dari masing-masing peralatan dari *Amine Contactor System*.

4.2 Analisa Risk Based Inspection (RBI)

Dalam analisa perhitungan *Risk Based Inspection* ini menggunakan standar yang terdapat dalam *American Petroleum Institute Risk Based Inspection Technology 581* yaitu bagian langkah dan perhitungan untuk mendapatkan *Probability of Failure* dan *Consequence of Failure*.



4.2.1 Konsekuensi Kegagalan (*Consequence of Failure*)

4.2.1.1 Perhitungan Laju dan Tipe Kebocoran

Pada bagian perhitungan laju kebocoran di simulasikan apabila terjadi kebocoran pada tiap peralatan *Amine Contactor System*. Data yang diperlukan pertama adalah fluida yang mengalir di dalam peralatan tersebut. Fluida representatif dari masing-masing peralatan di dalam *Amine Contactor System* diidentifikasi sebagai berikut berdasarkan **Tabel 2.5** dan sifat dari fluida representatif berdasarkan Tabel 2.6 seperti contoh di dalam *Amine Contactor Top Shell* mengandung fluida berupa Methane dengan presentase 84.17% maka masuk ke dalam kategori fluida representatif C₁-C₂. Sehingga dari hasil klasifikasi jenis fluida representatif peralatan didapatkan data seperti Tabel 4.1.

Tabel 4.1 Peralatan *Amine Contactor System* dan Fluida Representatif RBI API 581

No	Nama Peralatan	Jenis Fluida Representatif	Fluida
1	<i>Amine Contactor Top Shell</i>	C ₁ -C ₂	<i>Gas</i>
2	<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	C ₁ -C ₂	<i>Gas</i>
3	Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	C ₁ -C ₂	<i>Gas</i>
4	Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	C ₁ -C ₂	<i>Gas</i>
5	Pipa <i>Inlet</i> Amine	<i>Water</i>	<i>Liquid</i>
6	Pipa <i>Outlet</i> Amine	<i>Water</i>	<i>Liquid</i>

Selanjutnya dengan menggunakan dasar perhitungan volume peralatan kemudian dikonversikan terhadap massa jenis maka didapatkan nilai massa dari masing-masing peralatan. Khusus pada *Amine Contactor 135-V-06* terdapat 2 fasa di dalam vessel yaitu Liquid dan Vapor Methane (25%-75%). *Amine Contactor Top Shell* memiliki diameter 2.2m dan panjang 12.9m sehingga massa komponen dihitung menurut uraian berikut:



$$V = \pi \cdot R^2 \cdot L \dots \dots \dots (4.1)$$

$$V = \pi \left(\frac{2.2}{2} \right)^2 \times 12.91$$

$$= 49.056 \text{ m}^3$$

Liquid C₁-C₂ Volume V_l = 25% × 49.056 = 12.264 m³

Vapor Gas C₁-C₂ Volume V_v = 75% × 49.056 = 36.792 m³

Massa komponen Peralatan

$$Mass_{eqp} = (V_l \times \rho_l) + (V_v \times \rho_v) \dots \dots \dots (4.2)$$

$$= \left(12.264 \text{ m}^3 \times 39.108 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) + \left(36.729 \times 39.108 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

$$= \mathbf{1916.018 \text{ kg}}$$

Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.2.

Tabel 4.2 Massa Komponen Peralatan

No	Nama Peralatan	Massa Komponen (kg)
1	<i>Amine Contactor Top Shell</i>	1916.018
2	<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	2119.93
3	Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	477.551
4	Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	41.6469
5	Pipa <i>Inlet</i> Amine	460.272
6	Pipa <i>Outlet</i> Amine	240.311

Dilakukan pengambilan data mengenai kapasitas inventory grup dari peralatan yang diteliti dan sehingga didapatkan hasil Tabel 4.3.



Tabel 4.3 Massa *Inventory* Peralatan

No	Nama Peralatan	Massa <i>Inventory</i> (kg)
1	<i>Amine Contactor Top Shell</i>	4405.84
2	<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	4405.84
3	Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	1982.39
4	Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	4405.84
5	Pipa <i>Inlet</i> Amine	116916.8
6	Pipa <i>Outlet</i> Amine	13650.8

Langkah awal perhitungan laju kebocoran yaitu penentuan diameter lubang kebocoran tiap peralatan sesuai dengan kategori jenis peralatan dan diameter peralatan yang akan dianalisa. Berdasarkan API 581 pemilihan diameter lubang kebocoran pressure vessel dan pipa memiliki ukuran diameter lubang kebocoran yang sama yaitu ¼ inci (6.35 mm), 1 inci (25.4 mm), 4 inci (101.6 mm) dan *rupture*. Ukuran lubang *rupture* merupakan diameter dari peralatan atau maksimal 16 inci (406.4 mm).

Perhitungan laju kebocoran juga berdasarkan fluida yang mengalir di dalam peralatan berupa fluida vapor atau liquid. Perhitungan dilakukan menggunakan Persamaan 2.9 jika fluida liquid, Persamaan 2.11 jika fluida vapor/gas lebih besar dari P_{trans} dan Persamaan 2.12 jika fluida vapor/gas lebih kecil dari P_{trans} . Dengan menggunakan diameter lubang kebocoran dan perhitungan laju kebocoran berdasarkan kondisi fluida dari peralatan, contoh laju kebocoran *Amine Contactor Top Shell* sebagai berikut:

Amine Contactor Top Shell memiliki fluida berupa gas dengan fluida representatif yaitu C_1 - C_2 . Langkah pertama dilakukan perhitungan nilai C_p dari fluida C_1 - C_2 dengan kondisi operasi *Amine Contactor Top Shell* menggunakan data Tabel 2.7 dan Persamaan C_p pada note 1 Tabel 2.6.



$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \dots\dots\dots(4.3)$$

$$C_p = 12.3 + (1.150E - 01 \times 317.1) + (-2.970E - 05 \times 317.1^2) + (-1.30E - 09 \times 317.1^3)$$

$$C_p = \mathbf{45.83}$$

Kemudian dilakukan perhitungan nilai k menggunakan Persamaan 4.4 kemudian baru dilakukan perhitungan P_{trans} menggunakan Persamaan 4.5 .

$$k = \frac{C_p}{C_p - R} \dots\dots\dots(4.4)$$

$$k = \frac{45.83}{45.83 - 8.314}$$

$$k = 1.22$$

$$P_{trans} = P_{atm} \left(\frac{k+1}{2} \right)^{\frac{k}{k-1}} \dots\dots\dots(4.5)$$

$$P_{trans} = 101 \text{ KPa} \left(\frac{1.22 + 1}{2} \right)^{\frac{1.22}{1.22-1}}$$

$$P_{trans} = \mathbf{180 \text{ KPa}}$$

Karena P_{trans} lebih kecil dari $P_{storage}$ ($P_{storage} = 4.75 \text{ MPa} / 4570 \text{ KPa}$) maka digunakan Persamaan 4.6 (*sonic velocity*) untuk setiap diameter lubang kebocoran. Sebagai contoh perhitungan untuk diameter lubang kebocoran $\frac{1}{4}$ inci (6.35 mm) sebagai berikut:

$$W_n = \frac{C_d}{C_2} \cdot A_n \cdot P_s \sqrt{\left(\frac{k \cdot MW \cdot g_c}{R \cdot T_s} \right) \left(\frac{k+1}{2} \right)^{\frac{k}{k-1}}} \dots\dots\dots(4.6)$$

$$W_n = \frac{0.91}{1000} \times 31.653 \times 4570 \sqrt{\left(\frac{1.22 \times 23 \times 1}{8314 \times 317.1} \right) \left(\frac{1.22 + 1}{2} \right)^{\frac{1.22}{1.22-1}}}$$

$$W_n = \mathbf{0.250 \text{ kg/s}}$$



Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.4.

Tabel 4.4 Laju Kebocoran Peralatan

Nama Peralatan	Laju Kebocoran (W_n) (kg/s)			
	$\frac{1}{4}$ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	0.250	4.015	64.25	1028.01
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	0.250	4.015	64.25	1028.01
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	0.258	4.143	66.30	812.18
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	0.240	3.855	61.69	755.74
Pipa <i>Inlet</i> Amine	1.82	29.27	468.36	1053.81
Pipa <i>Outlet</i> Amine	1.83	29.37	469.92	1057.32

Langkah selanjutnya adalah menentukan tipe kebocoran dari tiap peralatan. Mengacu pada RBI API 581 terdapat dua tipe kebocoran yaitu:

- *Continuous* : Jika laju kebocoran dari peralatan dapat mengeluarkan fluida sebesar 10000lbs atau 4536 kg dalam waktu lebih dari 3 menit
- *Instantaneous* : Jika laju kebocoran dari peralatan dapat mengeluarkan fluida sebesar 10000lbs atau 4536 kg dalam waktu kurang dari 3 menit

Contoh perhitungan waktu kebocoran (t_n) menggunakan Persamaan 4.7 dan penentuan tipe kebocoran pada peralatan *Amine Contactor Top Shell* pada diameter lubang kebocoran $\frac{1}{4}$ inci (6.35 mm) sebagai berikut:

$$t_n = \frac{4536 \text{ kg}}{W_n} \dots\dots\dots (4.7)$$
$$t_n = \frac{4536 \text{ kg}}{0.250}$$
$$t_n = \mathbf{18073.126 \text{ detik (301 menit)}}$$



Karena t_n lebih besar dari 3 menit (180 detik) maka tipe kebocoran *Amine Contactor Top Shell* pada diameter lubang kebocoran $\frac{1}{4}$ inci (6.35 mm) adalah *Continuous*. Dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.5.

Tabel 4.5 Tipe Kebocoran dari Peralatan

Nama Peralatan	Tipe kebocoran (<i>Instantaneous/Continuous</i>)			
	$\frac{1}{4}$ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	Cont	Cont	Inst	Inst
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	Cont	Cont	Inst	Inst
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	Cont	Cont	Inst	Inst
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	Cont	Cont	Inst	Inst
Pipa <i>Inlet</i> Amine	Cont	Inst	Inst	Inst
Pipa <i>Outlet</i> Amine	Cont	Inst	Inst	Inst

4.2.1.2 Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi Peralatan

Semua peralatan pada *Amine Contactor System* memiliki sistem keamanan yang sama yaitu detektor yang akan memberikan indikasi jika terdapat kebocoran. Dengan begitu maka sistem akan memberikan informasi apabila terdapat fluida yang keluar. Sistem isolasi yang terdapat di dalam *Amine Contactor System* adalah sistem dengan otomatis akan mengalami aktivasi shutdown berdasarkan alarm dari detektor tanpa harus dilakukan oleh operator. Oleh karena itu berdasarkan Tabel 2.10 klasifikasi deteksinya adalah B dan klasifikasi isolasinya adalah kategori B. Sehingga *Amine Contactor System* berdasarkan Tabel 2.11 memiliki faktor reduksi kebocoran ($fact_{di}$) sebesar 0.15.

Dari sistem deteksi dan isolasi yang telah diketahui dari peralatan dapat ditentukan durasi dari kebocoran berdasarkan Tabel 2.12.



Tabel 4.6 Durasi Kebocoran berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi

Nama Peralatan	<i>Rupture</i> (inci)	Durasi kebocoran Maksimum (Id_{max})			
		¼ Inchi	1 Inchi	4 Inchi	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	16 inci	40 min	30 min	20 min	0
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	16 inci	40 min	30 min	20 min	0
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	14 inci	40 min	30 min	20 min	0
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	14 inci	40 min	30 min	20 min	0
Pipa <i>Inlet</i> Amine	6 inci	40 min	30 min	20 min	0
Pipa <i>Outlet</i> Amine	6 inci	40 min	30 min	20 min	0

4.2.1.3 Perhitungan Laju Kebocoran ($rate_n$), Durasi Kebocoran (Id_n) dan Massa Kebocoran ($mass_n$)

Setelah diketahui diameter lubang kebocoran, laju kebocoran berdasarkan fluida (W_n), tipe kebocoran (*continuous/instantaneous*) dan durasi kebocoran berdasarkan sistem deteksi dan isolasi (Id_{max}) dari tiap peralatan. Kemudian dari data tersebut dilakukan analisa nilai laju kebocoran ($rate_n$), durasi kebocoran (Id_n) dan massa kebocorannya ($mass_n$) menggunakan Persamaan 4.8, 4.9 dan 4.10 untuk dapat dilakukan perhitungan konsekuensi keterbakaran dan konsekuensi racun. Contoh perhitungan nilai laju kebocoran ($rate_n$), durasi kebocoran (Id_n) dan massa kebocorannya ($mass_n$) pada *Amine Contactor Top Shell* ukuran lubang ¼ inci (6.35 mm) sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{laju kebocoran } (rate_n) &= W_n(1 - fact_{di}) \dots\dots (4.8) \\ rate_n &= 0.250 (1 - 0.15) \\ rate_n &= \mathbf{0.213 \text{ kg/s}} \end{aligned}$$



Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.7.

Tabel 4.7 Nilai Laju Kebocoran ($rate_n$)

Nama Peralatan	Nilai Laju Kebocoran ($rate_n$) (kg/s)			
	¼ Inchi	1 Inchi	4 Inchi	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	0.213	3.41	54.61	873.81
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	0.213	3.41	54.61	873.81
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	0.220	3.52	56.35	225.42
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	0.204	3.27	52.43	209.75
Pipa <i>Inlet</i> Amine	1.55	24.88	398.10	895.74
Pipa <i>Outlet</i> Amine	1.56	24.96	399.43	898.72

$$Durasi\ kebocoran\ (ld_n) = \min \left[\left\{ \frac{mass_{avail_n}}{rate_n} \right\}, \{60 \cdot ld_{n_{max,n}}\} \right] \dots (4.9)$$

$$ld_n = \min \left[\left\{ \frac{1961.19}{0.213} \right\}, \{60 \cdot 40\} \right]$$

$$ld_n = \min [\{9193.09\}, \{2400\}]$$

$$ld_n = \mathbf{2400\ detik}$$

Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.8.

Tabel 4.8 Durasi Kebocoran (Id_n)

Nama Peralatan	Durasi Kebocoran (Id_n) (detik)			
	¼ Inchi	1 Inchi	4 Inchi	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	2400	773.09	80.67	5.04
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	2400	832.82	80.67	5.04
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	2381.06	347.34	35.17	8.79
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	415.07	224.47	84.017	21.00
Pipa <i>Inlet</i> Amine	507.73	230.26	212.92	130.52
Pipa <i>Outlet</i> Amine	365.78	221.39	34.17	15.18



$$\text{Massa kebocoran } (mass_n) = \min[\{rate_n \cdot ld_n\}, mass_{avail,n}] \cdot (4.10)$$

$$mass_n = \min[\{1961.19\}, 1961.19]$$

$$mass_n = 1961.19 \text{ kg}$$

Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.9.

Tabel 4.9 Massa Kebocoran ($mass_n$)

Nama Peralatan	Massa Kebocoran ($mass_n$)			
	¼ Inci	1 Inci	4 Inci	Rupture
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	1961.19	2638.84	4405.84	4405.84
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	2165.07	2842.72	4405.84	4405.84
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	524.16	1223.43	1982.39	1982.39
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	85.025	735.69	4405.84	4405.84
Pipa <i>Inlet</i> Amine	789.58	5729.36	84765.7	116916.8
Pipa <i>Outlet</i> Amine	570.72	5526.93	13650.8	13650.8

4.2.1.4 Perhitungan Konsekuensi Keterbakaran

Langkah pertama dari perhitungan konsekuensi keterbakaran adalah menentukan peralatan yang memiliki konsekuensi keterbakaran berdasarkan fluida yang terdapat pada peralatan. Karena Pipa *Inlet* Amine dan Pipa *Outlet* Amine memiliki fluida representatif berupa *water* oleh karena itu konsekuensi keterbakaran dan ledakan tidak dihitung. Sistem mitigasi keterbakaran yang terdapat pada peralatan dapat mereduksi konsekuensi keterbakaran. Berdasarkan keadaan peralatan yang ada di lapangan *Amine Contactor System* memiliki sistem mitigasi yaitu *Inventory blowdown, coupled with isolation system* maka berdasarkan Tabel 2.13 keseluruhan peralatan *Amine Contactor System* memiliki faktor reduksi ($fact_{mit}$) sebesar 0.25. Kemudian dilakukan perhitungan faktor koreksi efisiensi energi ($enneff_n$) dari masing-masing diameter ukuran lubang kebocoran menggunakan Persamaan 4.11. Contoh perhitungan nilai $enneff_n$



Amine Contactor Top Shell pada diameter lubang kebocoran ¼ inci (6.35 mm) sebagai berikut:

$$\begin{aligned} eneff_n &= 4 \cdot \log_{10}[C_4 \cdot mass_n] - 15 \dots \dots \dots (4.11) \\ eneff_n &= 4 \cdot \log_{10}[2.205.1961.19] - 15 \\ eneff_n &= \mathbf{3.543} \end{aligned}$$

Untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dilakukan cara perhitungan yang sama, sehingga dihasilkan Tabel 4.10.

Tabel 4.10 Faktor Koreksi Efisiensi Energi ($enneff_n$)

Nama Peralatan	Faktor Koreksi Efisiensi ($enneff_n$)			
	¼ Inchi	1 Inchi	4 Inchi	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	3.543	4.059	4.949	4.949
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	3.715	4.188	4.949	4.949
Pipa Inlet Gas Proses	1.251	2.723	3.562	3.562
Pipa Outlet Gas Proses	-1.908	1.8404	4.949	4.949

Perhitungan konsekuensi area keterbakaran (CA^{flam}) dibagi menjadi 2 yaitu konsekuensi area yang berdampak pada kerusakan peralatan ($CA_{cmd,n}$) dan konsekuensi area yang berdampak pada cedera personil ($CA_{inj,n}$). Perhitungan konsekuensi keterbakaran untuk kondisi *Auto-Ignition Not Likely, Continuous Release* ($^{AINL-CONT}$) dengan Persamaan 4.12 dan 4.13, kondisi *Auto-Ignition Likely, Continuous Release* ($^{AIL-CONT}$) dengan Persamaan 4.14 dan 4.15, kondisi *Auto-Ignition Not Likely, Instantaneous Release* ($^{AINL-INST}$) dengan Persamaan 4.16 dan 4.17, dan kondisi *Auto-Ignition Likely, Instantaneous Release* ($^{AIL-INST}$) dengan Persamaan 4.18 dan 4.19. Pada perhitungannya terdapat konstanta a dan b yang diambil dari Tabel 2.14, Tabel 2.15, Tabel 2.16 dan Tabel 2.17. Contoh perhitungan konsekuensi area keterbakaran pada *Amine Contactor*



Top Shell ukuran lubang kebocoran diameter ¼ inci (6.35 mm) sebagai berikut:

$$\begin{aligned} CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} &= a(rate_n)^b \cdot (1 - fact_{mit}) \dots\dots(4.12) \\ CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} &= 8.669(0.213)^{0.98} \cdot (1 - 0.25) \\ CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} &= \mathbf{1.43 \, m^2} \end{aligned}$$

Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.11.

Tabel 4.11 Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan AINL-CONT

Nama Peralatan	Component Damage Consequence Areas for AINL-CONT, $CA_{cmd}^{AINL-CONT}$ (m^2)			
	¼ Inchi	1 Inchi	4 Inchi	Rupture
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	1.43	21.65	327.78	1275.26
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	1.43	21.65	327.78	1275.26
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	1.47	22.33	338.02	1315.13
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	1.37	20.80	314.98	1225.49

$$\begin{aligned} effrate_n^{AINL-CONT} &= rate_n \dots\dots\dots(4.13) \\ effrate_n^{AINL-CONT} &= \mathbf{0.21 \, kg/s} \end{aligned}$$

Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.12.

**Tabel 4.12** Laju Kebocoran Efektif AINL-CONT

Nama Peralatan	<i>Effective Release Rate, effrate^{AINL-CONT}_n (kg/s)</i>			
	$\frac{1}{4}$ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	0.21	3.41	54.61	218.45
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	0.21	3.41	54.61	218.45
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	0.22	3.52	56.35	225.42
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	0.20	3.27	52.43	209.75

$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = a(rate_n)^b \cdot (1 - fact_{mit}) \dots \dots \dots (4.14)$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = 55.13(0.213)^{0.95} \cdot (1 - 0.25)$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = \mathbf{9.52 \, m^2}$$

Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.13.

Tabel 4.13 Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan AIL-CONT

Nama Peralatan	<i>Component Damage Consequence Areas for AIL-CONT, CA^{AINL-CONT}_{cmd} (m²)</i>			
	$\frac{1}{4}$ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	9.52	132.72	1848.77	6899.85
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	9.52	132.72	1848.77	6899.85
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	9.81	136.75	1904.76	7108.83
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	9.16	127.70	1778.78	6638.65

$$effrate_n^{AIL-CONT} = rate_n \dots \dots \dots (4.15)$$

$$effrate_n^{AIL-CONT} = \mathbf{0.21 \, kg/s}$$

Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.14.



Tabel 4.14 Laju Kebocoran Efektif AIL-CONT

Nama Peralatan	<i>Effective Release Rate, $effrate^{AIL-CONT}_n$ (kg/s)</i>			
	$\frac{1}{4}$ Inchi	1 Inchi	4 Inchi	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	0.21	3.41	54.61	218.45
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	0.21	3.41	54.61	218.45
<i>Pipa Inlet Gas Proses</i>	0.22	3.52	56.35	225.42
<i>Pipa Outlet Gas Proses</i>	0.20	3.27	52.43	209.75

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = a(mass_n)^b \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \dots \dots \dots (4.16)$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = 6.469(1961.19)^{0.67} \cdot \left(\frac{1 - 0.25}{3.543} \right)$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = 220.0 \text{ m}^2$$

Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.15.

Tabel 4.15 Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan AINL-INST

Nama Peralatan	<i>Component Damage Consequence Areas for AINL-INST, $CA^{AINL-INST}_{cmd}$ (m²)</i>			
	$\frac{1}{4}$ Inchi	1 Inchi	4 Inchi	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	220.0	234.31	270.90	270.90
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	220.0	234.31	270.90	270.90
<i>Pipa Inlet Gas Proses</i>	257.33	208.63	220.43	220.43
<i>Pipa Outlet Gas Proses</i>	-49.89	219.61	270.90	270.90

$$effmass_n^{AINL-INST} = mass_n \dots \dots \dots (4.17)$$

$$effmass_n^{AINL-INST} = 1961.19 \text{ kg/s}$$

Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.16.

**Tabel 4.16** Laju Kebocoran Efektif AINL-INST

Peralatan	<i>Effective Release Rate, $effrate^{AINL-INST}_n$ (kg/s)</i>			
	$\frac{1}{4}$ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	1961.19	2638.84	4405.84	4405.84
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	1961.19	2638.84	4405.84	4405.84
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	524.16	1223.43	1982.39	1982.39
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	85.02	735.69	4405.84	4405.84

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = a(mass_n)^b \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eff_n} \right) \dots \dots \dots (4.18)$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = 163.7(1961.19)^{0.62} \cdot \left(\frac{1 - 0.25}{3.543} \right)$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = \mathbf{3810.77 \, m^2}$$

Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.17.

Tabel 4.17 Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan AIL-INST

Nama Peralatan	<i>Component Damage Consequence Areas for AIL-INST, $CA_{cmd}^{AIL-INST}$ (m^2)</i>			
	$\frac{1}{4}$ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	3810.77	3998.86	4506.34	4506.34
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	3810.77	3998.86	4506.34	4506.34
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	4761.50	3700.06	3816.15	3816.15
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	-1011.1	3995.25	4506.34	4506.34

$$effmass_n^{AIL-INST} = mass_n \dots \dots \dots (4.19)$$

$$effmass_n^{AIL-INST} = \mathbf{1961.19 \, kg/s}$$

Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.18.



Tabel 4.18 Laju Kebocoran Efektif AIL-INST

Nama Peralatan	Effective Release Rate, $effrate^{AIL-INST}_n$ (kg/s)			
	¼ Inci	1 Inci	4 Inci	Rupture
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	1961.19	2638.84	4405.84	4405.84
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	1961.19	2638.84	4405.84	4405.84
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	524.16	1223.43	1982.39	1982.39
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	85.02	735.69	4405.84	4405.84

Perhitungan konsekuensi area cedera personel ($CA_{inj,n}$) untuk kondisi *Auto-Ignition Not Likely, Continuous Release (AINL-CONT)* dengan Persamaan 4.20, kondisi *Auto-Ignition Likely, Continuous Release (AIL-CONT)* dengan Persamaan 4.21, kondisi *Auto-Ignition Not Likely, Instantaneous Release (AINL-INST)* dengan Persamaan 4.22, dan kondisi *Auto-Ignition Likely, Instantaneous Release (AIL-INST)* dengan Persamaan 4.23. Contoh perhitungan konsekuensi area cedera personel pada *Amine Contactor Top Shell* ukuran diameter lubang kebocoran ¼ inci (6.35 mm) sebagai berikut:

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = [a. (effrate_n^{AINL-CONT})^b] \cdot (1 - fact_{mit}) \dots (4.20)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = [21.83(0.21)^{0.96}] \cdot (1 - 0.25)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = 3.71 \text{ m}^2$$

Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.19.

**Tabel 4.19** Konsekuensi Area Cidera Personel AINL-CONT

Nama Peralatan	<i>Personel Injury Consequence Areas for AINL-CONT, $CA_{inj,n}^{AINL-CONT}$ (m^2)</i>			
	$\frac{1}{4}$ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	3.71	53.20	761.94	2883.36
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	3.71	53.20	761.94	2883.36
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	3.82	54.83	785.26	2971.62
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	3.57	51.17	732.80	2773.08

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = [a. (effrate_n^{AIL-CONT})^b] \cdot (1 - fact_{mit}) \dots \dots \dots (4.21)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = [143.2(0.21)^{0.92}] \cdot (1 - 0.25)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = 25.92 m^2$$

Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.20.

Tabel 4.20 Konsekuensi Area Cidera Personel AIL-CONT

Nama Peralatan	<i>Personel Injury Consequence Areas for AIL-CONT, $CA_{inj,n}^{AIL-CONT}$ (m^2)</i>			
	$\frac{1}{4}$ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	25.92	332.29	4259.11	15248.04
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	25.92	332.29	4259.11	15248.04
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	26.68	342.04	4383.97	15695.07
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	29.97	320.10	4102.87	14688.71

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = [a. (effrate_n^{AINL-INST})^b] \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \dots \dots \dots (4.22)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = [12.46(1961.19)^{0.67}] \cdot \left(\frac{1 - 0.25}{3.543} \right)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = 423.74 m^2$$



Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.21.

Tabel 4.21 Konsekuensi Area Cidera Personel AINL-INST

Nama Peralatan	<i>Personel Injury Consequence Areas for AINL-INST, $CA_{inj}^{AINL-INST} (m^2)$</i>			
	$\frac{1}{4}$ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	423.74	451.31	521.78	521.78
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	423.74	451.31	521.78	521.78
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	495.66	401.84	424.57	424.57
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	-96.10	423.00	521.78	521.78

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = [a. (effrate_n^{AIL-INST})^b] \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \dots \dots (4.23)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = [473.9(1961.19)^{0.63}] \cdot \left(\frac{1 - 0.25}{3.543} \right)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = \mathbf{11900.8 \, m^2}$$

Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.22.

Tabel 4.22 Konsekuensi Area Cidera Personel AIL-INST

Nama Peralatan	<i>Personel Injury Consequence Areas for AIL-INST, $CA_{inj}^{AIL-INST} (m^2)$</i>			
	$\frac{1}{4}$ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	11900.8	12525.3	14187.4	14187.4
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	11900.8	12525.3	14187.4	14187.4
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	14674.9	11500.6	11918.8	11918.8
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	-3060.1	12355.1	14187.4	14187.4

Setelah didapatkan konsekuensi area untuk konsekuensi kerusakan peralatan dan cedera personil, langkah selanjutnya adalah menghitung *instantaneous/continuous blending factor*



($fact_{ICn}$), untuk setiap ukuran lubang kebocoran. Untuk tipe *instantaneous*, nilai $fact_{ICn}$ nya berdasarkan Persamaan 4.24 adalah 0. Sedangkan untuk tipe *continuous*, nilai $fact_{ICn}$ didapat menggunakan Persamaan 4.25. Contoh perhitungan nilai $fact_{ICn}$ pada *Amine Contactor Top Shell* ukuran diameter lubang kebocoran ¼ inci (6.35 mm) sebagai berikut:

Continuous release:

$$fact_n^{IC} = \min \left[\left\{ \frac{rate_n}{C_5} \right\}, 1.0 \right] \dots \dots \dots (4.24)$$

$$fact_n^{IC} = \min \left[\left\{ \frac{0.213}{25.2} \right\}, 1.0 \right]$$

$$fact_n^{IC} = 0.0084$$

Instantaneous release:

$$fact_n^{IC} = 1.0 \dots \dots \dots (4.25)$$

Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.23.

Tabel 4.23 Nilai *Blending Factor* untuk Tipe Kebocoran Peralatan

Nama Peralatan	<i>Blending Factor, $fact_n^{IC}$, untuk tipe kebocoran</i>			
	¼ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	0.0084	0.135	1	1
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	0.0084	0.135	1	1
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	0.00873	0.139	1	1
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	0.00812	0.130	1	1

Setelah didapatkan nilai *blending factor* ($fact_n^{IC}$) selanjutnya menghitung konsekuensi area dari campuran tipe kebocoran *continuous/instantaneous* berdasarkan nilai area konsekuensi yang telah dihitung sebelumnya menggunakan Persamaan 4.26, 4.27, 4.28 dan 4.29. Contoh perhitungan pada



Amine Contactor Top Shell diameter lubang kebocoran ¼ inci (*small*) sebagai berikut:

$$CA_{cmd,n}^{AIL} = CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} \cdot fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AIL-INST} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \dots (4.26)$$
$$CA_{cmd,n}^{AIL} = ((9.52) \cdot (0.0084)) + ((3810.77) \cdot (1 - 0.0084))$$
$$CA_{cmd,n}^{AIL} = 3778.59 \text{ m}^2$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL} = CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} \cdot fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AINL-INST} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \dots (4.27)$$
$$CA_{cmd,n}^{AINL} = ((1.43) \cdot (0.0084)) + ((220.0) \cdot (1 - 0.0084))$$
$$CA_{cmd,n}^{AINL} = 218.15 \text{ m}^2$$

$$CA_{inj,n}^{AIL} = CA_{inj,n}^{AIL-CONT} \cdot fact_n^{IC} + CA_{inj,n}^{AIL-INST} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \dots (4.28)$$
$$CA_{inj,n}^{AIL} = ((25.92) \cdot (0.0084)) + ((11900.82) \cdot (1 - 0.0084))$$
$$CA_{inj,n}^{AIL} = 11800.29 \text{ m}^2$$

$$CA_{inj,n}^{AINL} = CA_{inj,n}^{AINL-CONT} \cdot fact_n^{IC} + CA_{inj,n}^{AINL-INST} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \dots (4.29)$$
$$CA_{inj,n}^{AINL} = ((3.71) \cdot (0.0084)) + ((423.74) \cdot (1 - 0.0084))$$
$$CA_{inj,n}^{AINL} = 420.19 \text{ m}^2$$

Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.24, 4.25, 4.26 dan 4.27.

Tabel 4.24 Konsekuensi Area untuk *Amine Contactor Top Shell*

Ukuran Lubang Kebocoran	Component Damage Consequence Areas for AIL, $CA_{cmd,n}^{AIL}$	Component Damage Consequence Areas for AINL, $CA_{cmd,n}^{AINL}$	Personel Injury Consequence Areas for AIL, $CA_{cmd,n}^{AIL}$	Personel Injury Consequence Areas for AINL, $CA_{cmd,n}^{AINL}$
¼ inci	3778.59	218.15	11800.29	420.19
1 inci	3475.19	250.50	10873.77	397.38
4 inci	1848.77	327.78	4259.11	761.94
Rupture	25751.16	4961.58	54589.53	10911.31

**Tabel 4.25** Konsekuensi Area untuk *Amine Contactor Bottom Shell*

Ukuran Lubang Kebocoran	Component Damage Consequence Areas for AIL, $CA^{AIL}_{cmd,n}$	Component Damage Consequence Areas for AINL, $CA^{AINL}_{cmd,n}$	Personel Injury Consequence Areas for AIL, $CA^{AIL}_{cmd,n}$	Personel Injury Consequence Areas for AINL, $CA^{AINL}_{cmd,n}$
¼ inci	3831.77	222.31	119978.19	428.21
1 inci	3526.70	209.29	11043.29	404.67
4 inci	1848.77	327.78	4259.11	761.94
Rupture	25751.16	4961.5	54589.53	10911.31

Tabel 4.26 Konsekuensi Area untuk Pipa *Inlet Gas Proses*

Ukuran Lubang Kebocoran	Component Damage Consequence Areas for AIL, $CA^{AIL}_{cmd,n}$	Component Damage Consequence Areas for AINL, $CA^{AINL}_{cmd,n}$	Personel Injury Consequence Areas for AIL, $CA^{AIL}_{cmd,n}$	Personel Injury Consequence Areas for AINL, $CA^{AINL}_{cmd,n}$
¼ inci	4719.99	255.10	14547.00	491.36
1 inci	3202.01	182.59	9941.02	353.34
4 inci	1904.76	338.02	4383.97	785.26
Rupture	20585.93	3938.43	43949.44	8702.16

Tabel 4.27 Konsekuensi Area untuk Pipa *Outlet Gas Proses*

Ukuran Lubang Kebocoran	Component Damage Consequence Areas for AIL, $CA^{AIL}_{cmd,n}$	Component Damage Consequence Areas for AINL, $CA^{AINL}_{cmd,n}$	Personel Injury Consequence Areas for AIL, $CA^{AIL}_{cmd,n}$	Personel Injury Consequence Areas for AINL, $CA^{AINL}_{cmd,n}$
¼ inci	-1002.84	-49.48	-3035.08	-95.29
1 inci	3492.24	193.76	10789.92	374.64
4 inci	1778.78	314.98	4102.87	732.80
Rupture	19224.39	3670.01	41131.44	3670.01

Kemudian dari hasil Tabel 4.24, 4.25, 4.26, 4.27 tersebut digunakan untuk perhitungan nilai konsekuensi kerusakan



peralatan dan cidera personel dengan menggunakan Persamaan 4.30 dan 4.31. Contoh perhitungan pada *Amine Contactor Top Shell* sebagai berikut:

$$CA_{cmd,n}^{flam} = CA_{cmd,n}^{AIL} \cdot fact^{AIT} + CA_{cmd,n}^{AINL} \cdot (1 - fact^{AIT}) \quad (4.30)$$
$$CA_{cmd,n}^{flam} = ((3778.59) \cdot (0)) + ((218.15) \cdot (1 - 0))$$
$$CA_{cmd,n}^{flam} = \mathbf{218.15 \, m^2}$$

$$CA_{inj,n}^{flam} = CA_{inj,n}^{AIL} \cdot fact^{AIT} + CA_{inj,n}^{AINL} \cdot (1 - fact^{AIT}) \quad (4.31)$$
$$CA_{inj,n}^{flam} = ((11800.29) \cdot (0)) + ((420.19) \cdot (1 - 0))$$
$$CA_{inj,n}^{flam} = \mathbf{420.19 \, m^2}$$

Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.28, Tabel 4.29, Tabel 4.30 dan Tabel 4.31.

Tabel 4.28 Konsekuensi Area untuk Kerusakan Peralatan dan Cidera Personel *Amine Contactor Top Shell*

Ukuran Lubang Kebocoran	Component Damage Consequence Areas ($CA_{cmd,n}^{flam}$) (m^2)	Personel Injury Consequence Areas ($CA_{inj,n}^{flam}$) (m^2)
¼ inci	218.15	420.19
1 inci	205.50	397.38
4 inci	327.78	761.94
Rupture	4961.58	10911.31

Tabel 4.29 Konsekuensi Area untuk Kerusakan Peralatan dan Cidera Personel *Amine Contactor Bottom Shell*

Ukuran Lubang Kebocoran	Component Damage Consequence Areas ($CA_{cmd,n}^{flam}$) (m^2)	Personel Injury Consequence Areas ($CA_{inj,n}^{flam}$) (m^2)
¼ inci	222.31	428.21
1 inci	209.29	404.67
4 inci	327.78	761.94
Rupture	4961.58	10911.31



Tabel 4.30 Konsekuensi Area untuk Kerusakan Peralatan dan Cidera Personel Pipa *Inlet* Gas Proses

Ukuran Diameter Lubang Kebocoran	Component Damage Consequence Areas ($CA_{cmd,n}^{flam}$) (m^2)	Personel Injury Consequence Areas ($CA_{inj,n}^{flam}$) (m^2)
¼ inci	255.10	491.36
1 inci	182.59	353.34
4 inci	338.02	785.26
<i>Rupture</i>	3938.43	8702.16

Tabel 4.31 Konsekuensi Area untuk Kerusakan Peralatan dan Cidera Personel Pipa *Outlet* Gas Proses

Ukuran Diameter Lubang Kebocoran	Component Damage Consequence Areas ($CA_{cmd,n}^{flam}$) (m^2)	Personel Injury Consequence Areas ($CA_{inj,n}^{flam}$) (m^2)
¼ inci	-49.48	-95.29
1 inci	193.76	374.64
4 inci	314.98	732.80
<i>Rupture</i>	3670.01	8120.75

Kemudian dari nilai konsekuensi kerusakan peralatan dan cidera personel tersebut dicari nilai akhir area konsekuensinya dengan cara mengkalikan nilai area konsekuensi dengan nilai *generic failure frequency* (*gff*) tiap lubang kemudian dibagi dengan nilai total *generic failure frequencies*, gff_{total} menggunakan Persamaan 4.32 dan 4.33. Contoh perhitungan pada *Amine Contactor Top Shell* sebagai berikut:

$$CA_{cmd}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \cdot CA_{cmd,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \dots \dots \dots (4.32)$$

$$\begin{aligned}
 CA_{cmd}^{flam} &= (((218.15 \times 0.000008) + (205.50 \times 0.000002) \\
 &\quad + (327.78 \times 0.000002) + (4961.58 \\
 &\quad \times 0.000008))/0.0000306) \\
 CA_{cmd}^{flam} &= \mathbf{310.06 \, m^2}
 \end{aligned}$$



$$CA_{inj}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \cdot CA_{inj,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \dots \dots \dots (4.33)$$

$$CA_{inj}^{flam} = (((420.19 \times 0.000008) + (397.38 \times 0.000002) + (761.94 \times 0.000002) + (10911.31 \times 0.000008)) / 0.0000306)$$

$$CA_{inj}^{flam} = 633.33 \text{ m}^2$$

Perhitungan area konsekuensi kerusakan peralatan dan cidera personel dengan cara perhitungan yang sama untuk peralatan yang lain, sehingga dihasilkan Tabel 4.32.

Tabel 4.32 Luasan Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan dan Cidera Personel

Nama Peralatan	Luasan Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan (m ²)	Luasan Konsekuensi Area Cidera Personel (m ²)
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	310.06	633.33
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	313.62	640.19
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	285.35	581.36
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	206.25	427.07

4.2.1.5 Perhitungan Konsekuensi Racun

Pada analisis ini semua peralatan *Amine Contactor System* mempunyai fluida yang memiliki kandungan H₂S sehingga diperlukan perhitungan dampak konsekuensi racun. Langkah pertama perhitungan konsekuensi racun adalah penentuan tipe kebocoran berdasarkan Tabel 4.8 dan menentukan durasi kebocoran racun (Id^{tox}) menggunakan Persamaan 4.34. Contoh perhitungan konsekuensi racun pada *Amine Contactor Top Shell* ukuran diameter lubang kebocoran ¼ inci (6.35 mm) sebagai berikut:



$$Id_n^{tox} = \left(3600, \left\{ \frac{mass_n}{w_n} \right\}, \{ 60. Id_{max,n} \} \right) \dots \dots \dots (4.34)$$

$$Id_n^{tox} = \min \left(3600, \left\{ \frac{524.16}{0.258} \right\}, \{ 60.40 \} \right)$$

$$Id_n^{tox} = \mathbf{2400 \text{ detik}}$$

Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.33.

Tabel 4.33 Durasi Kebocoran Konsekuensi Racun

Nama Peralatan	Durasi Kebocoran Konsekuensi Racun (Id_n^{tox}) (detik)			
	$\frac{1}{4}$ Inci	1 Inci	4 Inci	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	2400	657.13	68.57	4.28
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	2400	707.90	68.57	4.28
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	2023.90	295.24	29.89	7.47
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	352.81	190.8	71.41	5.82
Pipa <i>Inlet</i> Amine	431.57	195.72	180.98	110.94
Pipa <i>Outlet</i> Amine	310.91	188.18	29.04	12.91

Langkah kedua adalah menentukan persentase racun (H_2S) pada fluida, jika fluida mengandung 100% maka nilai presentase racun ($mfrac^{tox}$) adalah 1. Berdasarkan data pada peralatan presentasi racun pada *Amine Contactor System* seperti pada Tabel 4.34.

Tabel 4.34 Presentase Racun pada setiap Fluida Peralatan

Nama Peralatan	Presentase Racun ($mfrac^{tox}$)
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	0.000006
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	0.0005
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	0.0005
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	0.000006
Pipa <i>Inlet</i> Amine	0.000024
Pipa <i>Outlet</i> Amine	0.002175



Langkah ketiga adalah menentukan laju kebocoran racun ($rate_n^{tox}$) menggunakan Persamaan 4.35 dan massa kebocoran racun ($mass_n^{tox}$) menggunakan Persamaan 4.36. Contoh perhitungan *Amine Contactor Top Shell* ukuran diameter lubang kebocoran ¼ inci (6.35 mm) sebagai berikut:

$$\begin{aligned} rate_n^{tox} &= mfrac^{tox} . W_n \dots \dots \dots (4.35) \\ rate_n^{tox} &= (0.000006). (0.250) \\ rate_n^{tox} &= \mathbf{0.00000150 \text{ kg/s}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} mass_n^{tox} &= mfrac^{tox} . mass_n \dots \dots \dots (4.36) \\ mass_n^{tox} &= (0.000006). (1961.19) \\ mass_n^{tox} &= \mathbf{0.0117 \text{ kg}} \end{aligned}$$

Sehingga untuk peralatan dan ukuran lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.35 dan Tabel 4.36.

Tabel 4.35 Laju Kebocoran Konsekuensi Racun

Nama Peralatan	Laju Kebocoran Konsekuensi Racun ($rate_n^{tox}$) (kg/s)			
	¼ Inci	1 Inci	4 Inci	Rupture
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	1.50E-6	2.40E-5	0.00038	0.00472
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	0.00012	0.0020	0.0321	0.3935
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	0.00012	0.0020	0.0331	0.4060
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	1.4E-06	2.3E-5	0.0003	0.0045
Pipa <i>Inlet</i> Amine	4.39	0.0070	0.011	0.252
Pipa <i>Outlet</i> Amine	0.0039	0.063	1.022	12.52

**Tabel 4.36** Massa Kebocoran Konsekuensi Racun

Nama Peralatan	Massa Kebocoran Konsekuensi Racun ($mass^{tox}_n$) (kg)			
	¼ Inci	1 Inci	4 Inci	Rupture
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	0.0117	0.0158	0.0264	0.0264
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	1.082	1.421	2.2029	2.2029
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	0.262	0.611	0.991	0.911
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	0.00051	0.0044	0.026	0.026
Pipa <i>Inlet</i> Amine	0.018	0.137	2.034	2.806
Pipa <i>Outlet</i> Amine	1.24	12.02	29.69	29.69

Kemudian menghitung luas dampak konsekuensi keracunan dengan Persamaan 4.37 untuk tipe kebocoran *Continuous* dan Persamaan 4.38 untuk tipe kebocoran *Instantaneous*. Pada perhitungannya terdapat konstanta c dan d yang diambil dari Tabel 2.18. Contoh perhitungan konsekuensi area konsekuensi racun pada *Amine Contactor Top Shell* ukuran diameter ¼ inci (6.35 mm) sebagai berikut:

Untuk diameter lubang kebocoran dengan tipe kebocoran *Continuous*

$$CA_{inj,n}^{tox} = C_8 \cdot 10^{(c \cdot \log_{10}[C_4 \cdot rate_n^{tox}] + d)} \dots \dots \dots (4.37)$$

$$CA_{inj,n}^{tox} = (0.0929) \cdot 10^{((1.2297) \cdot \log_{10}[(2.205) \cdot 1.5E-6] + 4.3626)}$$

$$CA_{inj,n}^{tox} = \mathbf{0.06685 \, m^2}$$

Untuk diameter lubang kebocoran dengan tipe kebocoran *Instantaneous*

$$CA_{inj,n}^{tox} = C_8 \cdot 10^{(c \cdot \log_{10}[C_4 \cdot mass_n^{tox}] + d)} \dots \dots \dots (4.38)$$

$$CA_{inj,n}^{tox} = (0.0929) \cdot 10^{((0.9674) \cdot \log_{10}[(2.205) \cdot 0.0264] + 2.784)}$$

$$CA_{inj,n}^{tox} = \mathbf{27.194 \, m^2}$$



Sehingga untuk peralatan dan diameter lubang kebocoran yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.37.

Tabel 4.37 Konsekuensi Area untuk Konsekuensi Racun

Nama Peralatan	Luas Dampak Konsekuensi Keracunan (m ²)			
	¼ Inchi	1 Inchi	4 Inchi	<i>Rupture</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	0.0668	1.709	27.1949	27.1949
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	15.387	399.81	1961.94	1961.94
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	15.992	415.60	906.05	906.05
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	0.063	1.626	27.194	27.194
Pipa <i>Inlet</i> Amine	4.23	134.05	1816.55	2479.42
Pipa <i>Outlet</i> Amine	1083.79	10129.9	24292.9	24292.9

Dari data Tabel 4.37 maka dilakukan perhitungan total luas area dampak konsekuensi keracunan dengan menggunakan Persamaan 4.39. Contoh perhitungan pada *Amine Contactor Top Shell* sebagai berikut:

$$CA_{inj}^{tox} = \left(\frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \cdot CA_{inj,n}^{tox}}{gff_{total}} \right) \dots\dots\dots (4.39)$$
$$CA_{inj}^{tox} = (((0.0668 \times 0.000008) + (1.709 \times 0.00002) + (27.1949 \times 0.000002) + (27.1949 \times 0.000008)) / 0.0000306)$$
$$CA_{inj}^{tox} = \mathbf{3.445 \, m^2}$$

Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.38.

**Tabel 4.38** Luasan Konsekuensi Keracunan Personel

Nama Peralatan	Luasan Konsekuensi Area Keracunan Personel (m ²)
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	3.445
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	432.04
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	352.80
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	3.390
Pipa <i>Inlet</i> Amine	250.77
Pipa <i>Outlet</i> Amine	8492.02

4.2.1.6 Perhitungan Konsekuensi Non Keterbakaran dan Non Racun

Temperatur operasi *Amine Contactor System* tidak melebihi 60°C, maka berdasarkan API 581 konsekuensi non keterbakaran dan non racun tidak digunakan dalam perhitungan nilai konsekuensi kegagalan karena cedera disebabkan uap tidak terjadi di temperatur di bawah 60°C.

4.2.2 Kemungkinan Kegagalan (*Probability of Failure*)

4.2.2.1 Penentuan Generic Failure Frequency

Pada tahap analisa kemungkinan kegagalan dilakukan penentuan *Generic Failure Frequency* berdasarkan Tabel 2.1. Analisis *Generic Failure Frequency* berdasarkan jenis peralatan pada *Amine Contactor System*. Sehingga dihasilkan data *Generic Failure Frequency* seperti pada Tabel 4.39.

Tabel 4.39 Frekuensi Kegagalan Peralatan Berdasarkan Tipe Ukuran Lubang

Nama Peralatan	Frekuensi Kegagalan Berdasarkan Ukuran Lubang				
	<i>Small</i>	<i>Medium</i>	<i>Large</i>	<i>Rupture</i>	<i>Total GFF</i>
Pipe-6	8.00E-06	2.00E-05	0	2.60E-06	3.06E-05
Pipe-14	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Vessel or Vin / COLTOP	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Vessel or Vin / COLBOT	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05



4.2.2.2 Perhitungan *Damage Factor*

Perhitungan *Damage Factor* yang terjadi pada *Amine Contactor System* diperlukan data jumlah inspeksi dan efektivitasnya. Berdasarkan Tabel 2.3 penilaian keefektifitasan inspeksi peralatan *Amine Contactor System* masuk ke dalam kategori B karena menggunakan *Ultrasonic Thickness Testing* di beberapa titik sebagai metode inspeksi dan jumlah inspeksi peralatan sudah dilakukan sebanyak 3 kali (2012, 2015, 2018) sehingga masuk ke dalam kategori 3B. Berdasarkan API RBI 581 *Damage Factor Thinning* dilakukan pada setiap peralatan yang dilakukan penilaian RBI, sedangkan SCC H₂S dilakukan ketika peralatan mempunyai fluida H₂S. Setelah dilakukan pengamatan lapangan dan pengambilan data didapatkan hasil *Damage Factor* untuk setiap peralatan *Amine Contactor System* seperti pada Tabel 4.40.

Tabel 4.40 *Damage Factor* Peralatan *Amine Contactor System*

Nama Peralatan	<i>Damage Factor</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	<i>Thinning, SCC H₂S</i>
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	<i>Thinning, SCC H₂S</i>
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	<i>Thinning, SCC H₂S</i>
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	<i>Thinning, SCC H₂S</i>
Pipa <i>Inlet</i> Amine	<i>Thinning, SCC H₂S, SCC Amine Cracking</i>
Pipa <i>Outlet</i> Amine	<i>Thinning</i>

4.2.2.2.1 *Damage Factor Thinning*

Perhitungan *Damage Factor Thinning* dimulai dengan melakukan pengukuran terhadap tebal dinding peralatan menggunakan *UT Thickness* agar didapatkan ketebalan dari dinding saat ini (t_{rd}) dari nilai ketebalan saat ini kemudian dihitung nilai *corrosion rate* dengan menggunakan rumus *corrosion rate long term*:



$$\text{Corrosion Rate (mm/y)}: \frac{t_{nom} - t_{rd}}{\text{years after last inspection}} \dots\dots (4.40)$$

$$\text{Corrosion Rate (mm/y)}: \frac{71.98 - 70.38}{11}$$

$$\text{Corrosion Rate (mm/y)}: \mathbf{0.145 \text{ mm/y}}$$

Setelah didapatkan nilai *corrosion rate* kemudian menghitung faktor kerusakan A_{rt} menggunakan Persamaan 4.41.

$$A_{rt} = \left[\max \left(1 - \frac{t_{rd} - C_{r,bm} \cdot age}{t_{min} + CA} \right), 0.0 \right] \dots\dots\dots (4.41)$$

$$A_{rt} = \left[\max \left(1 - \frac{70.38 - ((0.145) \cdot (11))}{63.79 + 3} \right), 0.0 \right]$$

$$A_{rt} = \mathbf{-0.0781}$$

Karena nilai A_{rt} peralatan dibawah 0 maka nilai acuan A_{rt} yang digunakan adalah 0. Untuk peralatan lain dilakukan perhitungan yang sama sehingga didapatkan Tabel 4.41.

Tabel 4.41 Perhitungan Nilai A_{rt} dari Peralatan

Nama Peralatan	t_{nom} (mm)	t_{rd} (mm)	C_r (mm/y)	A_{rt}
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	71.98	70.38	0.145	0
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	71.98	70.95	0.093	0
<i>Pipa Inlet Gas Proses</i>	23.82	22.70	0.102	0
<i>Pipa Outlet Gas Proses</i>	23.82	22.69	0.103	0
<i>Pipa Inlet Amine</i>	14.27	12.7	0.142	0
<i>Pipa Outlet Amine</i>	7.11	6.54	0.051	0

Nilai *Damage Factor Thinning* (DF^{thin}) didapatkan dari Tabel 2.4 berdasarkan nilai A_{rt} , keefektifitas dan jumlah inspeksi dari peralatan. Nilai *Damage Factor Thinning* tidak dapat langsung digunakan sebagai kemungkinan kegagalan dan perlu dilakukan perhitungan *Damage Factor Thinning Adjust*. *Damage Factor Thinning Adjust* didapatkan dari *Damage Factor Thinning* dan



Factor On-Line Monitoring peralatan. *Amine Contactor System* memiliki *Factor On-Line Monitoring* berupa *key process variabls* yaitu sensor pengukur temperatur dan tekanan sehingga didapatkan nilai FOM yaitu 1. Perhitungan nilai *Total Damage Factor* menggunakan Persamaan 4.42. Contoh perhitungan dari *Total Damage Factor Thinning* pada *Amine Contactor Top Shell* sebagai berikut:

$$D_f^{thin} = \frac{D_{fB}^{thin} \cdot F_{IP} \cdot F_{DL} \cdot F_{WD} \cdot F_{AM} \cdot F_{SM} \dots \dots \dots (4.42)}{F_{OM}}$$
$$D_f^{thin} = \frac{(1) \cdot (1) \cdot (1) \cdot (1) \cdot (1) \cdot (1)}{1}$$
$$D_f^{thin} = 1$$

Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.42.

Tabel 4.42 *Total Damage Factor Thinning* Peralatan

Nama Peralatan	A _{rt}	DF <i>Thinning</i>	FOM <i>Adjust</i>	<i>Total Damage Factor Thinning</i>
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	0	1	1	1
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	0	1	1	1
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	0	1	1	1
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	0	1	1	1
Pipa <i>Inlet</i> Amine	0	1	1	1
Pipa <i>Outlet</i> Amine	0	1	1	1

4.2.2.2.2 *Damage Factor SCC H₂S*

Perhitungan *Damage Factor SCC H₂S* dilakukan pada semua peralatan yang terbuat dari *carbon steel* atau baja paduan rendah yang memiliki konsentrasi H₂S di dalam fluida sehingga memiliki bahaya SCC H₂S seperti identifikasi pada Tabel 4.40. Perhitungan dimulai dari *environmental severity* seperti konten



H₂S dan pH dari fluida peralatan. Kemudian menganalisis konten sulfur dari material peralatan dan perlakuan PWHT peralatan berdasarkan data dari peralatan. Sehingga didapatkan nilai *severity* seperti pada Tabel 4.43.

Tabel 4.43 *Environmental Severity Damage Factor SCC H₂S*

Nama Peralatan	pH of Fluid	H ₂ S content	Steel Sulfur Content	Severity
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	5.5-7.5	<50ppm	>0.01%S	Low
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	5.5-7.5	<50ppm	>0.01%S	Low
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	5.5-7.5	<50ppm	>0.01%S	Low
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	5.5-7.5	<50ppm	>0.01%S	Low
Pipa <i>Inlet</i> Amine	5.5-7.5	<50ppm	>0.01%S	Low

Perhitungan *Damage Factor* SCC H₂S dilakukan menggunakan Persamaan 2.4. Sehingga untuk peralatan yang memiliki kemungkinan kegagalan SCC H₂S didapatkan hasil sebagai berikut:

$$D_f H_2S = D_{fB} H_2S (age)^{1.1} \dots\dots\dots(4.43)$$

$$DF H_2S = 1 (11)^{1.1}$$

$$DF H_2S = 13.98$$

4.2.2.2.3 *Damage Factor SCC Amine Cracking*

Perhitungan *Damage Factor* SCC *Amine Cracking* dilakukan pada semua peralatan yang terbuat dari baja karbon atau baja paduan rendah yang memiliki fluida mengandung *acid gas treating* (MEA, DEA, MDEA) sehingga memiliki bahaya SCC Amine. Pipa *Outlet* Amine memiliki fluida MDEA akan tetapi karena terbuat dari *stainless steel* sehingga tidak dilakukan



perhitungan SCC Amine. Langkah pertama perhitungan SCC Amine pada Pipa *Inlet* Amine adalah menentukan nilai *susceptibility* dari peralatan. Pipa *Inlet* Amine belum mengalami *amine cracking*, *stress relieved* oleh karena itu masuk ke dalam kategori *low susceptibility*. Nilai *severity index* dari *low susceptibility* adalah 10. Nilai *severity index* dimasukan ke dalam kategori keefektifitasan inspeksi SCC *damage factor*. sehingga didapatkan nilai 1. Perhitungan *damage factor* SCC amine menggunakan Persamaan 4.44.

$$\begin{aligned} D_f \text{ Amine} &= D_{fB} \text{ Amine} (age)^{1.1} \dots\dots\dots(4.44) \\ D_f \text{ Amine} &= 1 (11)^{1.1} \\ D_f \text{ Amine} &= 14.98 \end{aligned}$$

4.2.2.2.4 Total Damage Factor

Dari data *Damage Factor Thinning* dan *Damage Factor* SCC H₂S dijumlahkan sehingga didapatkan nilai *Total Damage Factor*. Nilai *Total Damage Factor* kemudian di klasifikasikan ke dalam kategori kemungkinan kegagalan peralatan berdasarkan Tabel 2.19. Sehingga didapatkan data seperti Tabel 4.44.

Tabel 4.44 Kategori Kemungkinan Kegagalan Peralatan Berdasarkan *Total Damage Factor*

Nama Peralatan	<i>Total Damage Factor</i>	Kategori
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	14.98	3
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	14.98	3
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	14.98	3
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	14.98	3
Pipa <i>Inlet</i> Amine	28.96	3
Pipa <i>Outlet</i> Amine	1	1

4.2.2.3 Perhitungan Management System Factor (F_{MS})

Pada penelitian ini nilai dari *management system factor* berdasarkan sistem manajemen dari perusahaan yang memiliki alat



tersebut. *Amine Contactor System* dimiliki oleh perusahaan yang sama sehingga memiliki nilai *management system factor* yang sama. Dari pengambilan data lapangan didapatkan bahwa *pscore* bernilai 50%. Sehingga dengan menggunakan persamaan 4.45 perhitungan nilai F_{MS} sebagai berikut:

$$F_{MS} = 10^{(-0.02 \cdot pscore + 1)} \dots\dots\dots (4.45)$$

$$F_{MS} = 10^{(-0.02 \cdot 50 + 1)}$$

$$F_{MS} = 1$$

Setelah didapatkan nilai *Generic Failure Frequency* (*gff*), *Damage Factor* (*Df*) dan *Management System Factor* (F_{MS}) maka selanjutnya nilai tersebut dimasukan ke dalam persamaan 4.46 sehingga didapatkan nilai *probability of failure*. Sebagai contoh perhitungan nilai *probability of failure* pada *Amine Contactor Top Shell* pada tahun pertama sebagai berikut:

$$P_f(t) = gff \cdot D_f(t) \cdot F_{MS} \dots\dots\dots (4.46)$$

$$P_f(t) = 0.0000306 \times 14.98(1) \times 1$$

$$P_f(t) = 0.000458 \text{ kegagalan/tahun}$$

Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.45.

Tabel 4.45 Nilai *Probability of Failure Amine Contactor System*

Nama Peralatan	Nilai <i>Probability of Failure</i> (Kegagalan/Tahun)
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	0.000458
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	0.000458
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	0.000458
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	0.000458
Pipa <i>Inlet</i> Amine	0.000886
Pipa <i>Outlet</i> Amine	0.0000306



4.2.3 Penentuan Tingkat Resiko (Risk Level)

Pehitungan tingkat resiko dimulai dari penentuan nilai luasan area konsekuensi didapatkan dari dampak perhitungan konsekuensi keterbakaran dan racun seperti pada Tabel 4.46.

Tabel 4.46 Nilai Luasan Konsekuensi Keterbakaran dan Ledakan

Nama Peralatan	Luasan Konsekuensi Area Kerusakan Peralatan (m ²)	Luasan Konsekuensi Area Cidera Personel (m ²)	Luasan Konsekuensi Area Keracunan (m ²)
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	310.06	633.33	3.44
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	313.62	640.19	432.04
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	285.35	581.36	352.80
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	206.25	427.07	3.39
Pipa <i>Inlet</i> Amine	-	-	250.77
Pipa <i>Outlet</i> Amine	-	-	8492.02

Nilai luasan konsekuensi kerusakan diambil dari nilai area yang memiliki dampak konsekuensi paling luas. Kemudian nilai kerusakan paling luas setiap peralatan di klasifikasikan berdasarkan kategori pada Tabel 2.18 sehingga didapatkan kategori konsekuensi setiap peralatan pada Tabel 4.47.

Tabel 4.47 Kategori Konsekuensi Kegagalan Peralatan Berdasarkan Luas Konsekuensi

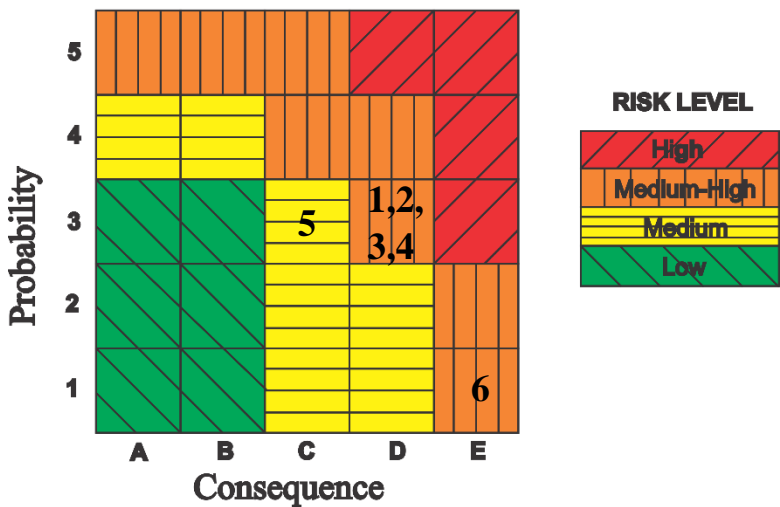
Nama Peralatan	Luasan Konsekuensi Paling Luas (m ²)	Kategori
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	633.33	D
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	640.19	D
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	581.36	D
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	427.07	D
Pipa <i>Inlet</i> Amine	250.77	C
Pipa <i>Outlet</i> Amine	8492.02	E



Setelah didapatkan kategori konsekuensi kegagalan maka dapat ditentukan matriks resiko dari peralatan dengan mengkombinasikan kategori kemungkinan kegagalan dan kategori kemungkinan kegagalan. Sehingga didapatkan matriks resiko dari peralatan *Amine Contactor System* pada Tabel 4.48.

Tabel 4. 48 Tingkat Resiko dari Peralatan *Amine Contactor System*

No	Nama Peralatan	Kategori PoF	Kategori CoF	Tingkat Resiko
1	<i>Amine Contactor Top Shell</i>	3	D	3D
2	<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	3	D	3D
3	Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	3	D	3D
4	Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	3	D	3D
5	Pipa <i>Inlet</i> Amine	3	C	3C
6	Pipa <i>Outlet</i> Amine	1	E	1E



Gambar 4. 2 Matriks Resiko *Amine Contactor System*



Berdasarkan matriks resiko didapatkan bahwa *Amine Contactor System* memiliki bagian dengan kategori resiko sesuai Tabel 4.49.

Tabel 4.49 Kategori Resiko Peralatan Berdasarkan Matriks Resiko

Nomor Peralatan	Nama Peralatan	Kategori Resiko
1	<i>Amine Contactor Top Shell</i>	<i>Medium-High</i>
2	<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	<i>Medium-High</i>
3	Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	<i>Medium-High</i>
4	Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	<i>Medium-High</i>
5	Pipa <i>Inlet</i> Amine	<i>Medium</i>
6	Pipa <i>Outlet</i> Amine	<i>Medium-High</i>

Kategori resiko dari peralatan *Amine Contactor System* memiliki 5 buah peralatan kategori *medium-high* dan 1 buah peralatan kategori resiko *medium*. Analisa lebih lanjut berdasarkan proses yang terjadi peralatan Pipa *Inlet* Amine dan Pipa *Outlet* Amine memiliki fluida yang mengandung senyawa Amina yang merupakan senyawa pencegah terjadinya korosi sehingga walaupun fluida di dalamnya mengandung konsentrasi H_2S resiko terjadinya korosi H_2S didalam Pipa *Inlet* Amine dan Pipa *Outlet* Amine sulit terjadi. Analisa berdasarkan bahan material pada peralatan yang berbeda dari peralatan Pipa *Outlet* Amine memiliki bahan material yang berbeda dengan peralatan *Amine Contactor System* yang lain yaitu *stainless steel* A312 grade TP 316L. Penggunaan material *stainless steel* pada Pipa *Outlet* Amine menurunkan resiko kemungkinan kegagalan seperti korosi pada Pipa *Outlet* Amine yang memiliki fluida air dan Amine yang sudah terkontaminasi H_2S karena material *stainless steel* memiliki sifat mekanik seperti kekuatan, kekerasan dan ketahanan korosi yang lebih baik dari material *carbon steel*. Kemungkinan terjadinya resiko konsekuensi dan kegagalan paling besar setelah dilakukan analisis lebih lanjut adalah Pipa *Inlet* Gas Proses karena memiliki



fluida yang mengandung H_2S dan air serta bahan materialnya berupa *carbon steel*. Peralatan *Amine Contactor System* lain yang perlu diperhatikan adalah *Amine Contactor Top Shell* karena memiliki laju korosi yang paling tinggi yaitu 0.145 mm/tahun.

4.3 Analisa *Failure Mode and Effect Analysis* (FMEA)

Analisis FMEA IEC 60812 memuat *failure mode* dari setiap komponen, penyebab terjadinya kegagalan dan dampak dari kegagalan tersebut. Dalam analisis ini data kerusakan komponen didapatkan dari data *historical* kerusakan komponen, statistik dan *engineering judgement*. Dalam penilaian FMEA IEC 60812 ini penilaian untuk mendapatkan *Risk Priority Number* dibagi menjadi 3 yaitu nilai *severity* yang didapatkan dari penilaian berdasarkan Tabel 2.21, nilai *occurrence* yang didapatkan dari penilaian berdasarkan Tabel 2.22 dan nilai *detection* yang didapatkan dari penilaian berdasarkan Tabel 2.23

Analisa terhadap setiap mode kerusakan adalah sebagai berikut:

1. *Pipe Brach Distributor Failure*

Pipe Brach Distributor adalah pipa yang berfungsi untuk menyalurkan fluida dari *Amine Contactor* 135-V-06 ke komponen lain. Kegagalan pada pipe brach dapat berasal dari getaran. Getaran dengan intensitas tinggi karena tekanan pulsasi menyebabkan tegangan tinggi pada material pipa.

- Kegagalan pipe brach dapat menyebabkan fluida yang ada di dalamnya keluar yang menyebabkan resiko seperti mengharuskan komponen mengalami *shutdown* sehingga nilai *severity* nya adalah 8.
- Dari data historis perawatan Pipe Branch belum pernah mengalami kegagalan maupun perawatan sehingga nilai *occurenceny* adalah 1.



- Sistem mitigasi dari *pipe branch distributor* adalah inspeksi berkala dari komponen dan jika terjadi *failure* dapat di deteksi dari control room sehingga nilai *detectionnya* adalah 2.

2. *Trays Failure*

Fungsi *Trays* adalah untuk memfasilitasi kontak antara fase uap dan fase cair sehingga transfer massa antara 2 fase dapat terjadi. Kegagalan pada tray dapat menyebabkan proses *sweetening gas* tidak sempurna, sehingga hasil proses adsorpsi H_2S pada *sour gas* tidak dapat memenuhi batas H_2S apabila terjadi kegagalan pada *trays* diperlukan shutdown karena *trays* berada di dalam komponen *Amine Contactor 135-V-06*.

- Kerusakan yang sering terjadi pada tray adalah terjadi plak di permukaan tray ketika gas yang melewati tray mengandung banyak parafin sehingga aliran dari gas terganggu. Sehingga nilai *severity* dari *trays failure* adalah 8.
- Dari Hasil dari wawancara dengan *engineer* di control room hal ini sering terjadi tetapi tidak memiliki angka pasti dan data historis maintenance tidak ada sehingga nilai *occurencenya* adalah 3.
- Dalam mencegah hal tersebut sudah dipasang sensor tekanan yang akan memberitahukan kepada operator ketika terdapat tekanan yang berbeda di dalam input dan output process gas. Sehingga nilai *detection* dari komponen tersebut adalah 3.

3. *Demister Pad Failure*

Demister Pad adalah perangkat yang sering dipasang pada vessel pemisah uap-cair untuk



meningkatkan pengeluaran tetesan cairan yang terkumpul dalam aliran uap. Demister dimaksudkan untuk mengumpulkan kabut menjadi tetesan yang cukup berat untuk dipisahkan dari aliran uap. Kerusakan pada *Demister Pad* dapat disebabkan oleh usia pemakaian dan pemakaian rutin alat.

- Kegagalan pada *Demister Pad* dapat menyebabkan peningkatan uap cair yang akan terbawa ke Amine Overhead KO Drum dan *TEG Contactor* sehingga menyebabkan kandungan amine di dalam *Amine Contactor 135-V-06* berkurang akan tetapi tidak terlalu mengganggu proses karena amine yang hilang hanya sedikit. Sehingga nilai dari *severity*nya adalah 5.
- Berdasarkan data historis kerusakan *Demister pad* belum pernah mengalami kerusakan sehingga nilai *occurenceny*a adalah 1.
- Sistem deteksi dari kerusakan *Demister Pad* adalah dengan sudah dipasangnya Level Sensor yang berfungsi untuk mengetahui jumlah amine di dalam *Amine Contactor 135-V-06* dan ketika *Demister Pad* gagal menyaring uap-cair maka sudah tertampung terlebih dahulu di dalam *Amine Overhead KO Drum* sebelum memasuki *TEG Contactor*. Sehingga nilai *detection* dari *Demister pad* adalah 1.

4. *Vortex Breaker Failure*

Vortex Breaker adalah perangkat yang digunakan dalam rekayasa untuk menghentikan pembentukan pusaran ketika fluida (cair atau gas) dikeringkan dari vessel. Pembentukan vortisitas atau pusaran air dapat mengalirkan udara dalam aliran fluida, sehingga menyebabkan pemisahan fluida yang buruk dalam proses seperti distilasi atau *pressure drop* selain



itu vortisitas dapat menyebabkan kavitasi. Kerusakan pada *Vortex Breaker* dapat disebabkan oleh usia pemakaian dan pemakaian rutin alat.

- Terjadinya vortisitas menyebabkan operator di dalam control room tidak bisa memprediksi level fluida secara tepat karena pusaran air membentuk lorong air berbentuk kerucut. Sehingga nilai *severity* dari vortex beaker adalah 5.
- Data historis dari *vortex breaker* belum pernah mengalami kerusakan sehingga nilai *occurencenya* adalah 1.
- Sistem deteksi dari *vortex breaker* apabila mengalami gangguan adalah adanya sensor level dari fluida sehingga jika level fluida berubah-ubah dapat dideteksi dari control room sehingga nilai *detectionnya* 4

5. *Skimming Bucket Failure*

Skimming bucket berfungsi untuk menepis lapisan minyak/hidrokarbon dari fluida dengan memanfaatkan perbedaan densitas. Kerusakan pada *Skimming Bucket* dapat disebabkan oleh usia pemakaian dan pemakaian rutin alat.

- Kegagalan pada skimming bucket maka hidrokarbon dapat mengotori amine regen dan menyebabkan regenerasi amine kurang bagus. Sehingga nilai *severity* dari skimming bucket adalah 3.
- Data historis skimming bucket belum pernah mengalami kerusakan sehingga nilai *occurrence* adalah 1.
- Sistem deteksi dari kerusakan tersebut belum ada tetapi jika adanya pengotor pada amine regen maka penyerapan H_2S sulit dikondisikan dan regenerasi



amine kurang bagus maka nilai sistem *detection* adalah 7.

6. *Man way Covers Failure*

Man way covers berfungsi untuk jalan masuk dan keluar ketika ada inspeksi internal di dalam *Amine Contactor System*. Kerusakan pada *Man Way Covers* dapat disebabkan oleh usia pemakaian dan pemakaian rutin alat.

- Kerusakan yang sering terjadi di dalam *Man Way Covers* adalah dibagian gasket, akan tetapi kerusakan pada gasket tidak berpengaruh kepada proses. Sehingga nilai *severity*nya adalah 1.
- Data historis dari *Man Way Covers* belum pernah mengalami kerusakan sehingga nilai *occurencenya* adalah 1.
- Sistem deteksi dari *Man Way Cover* jika mengalami kerusakan adalah adanya inspeksi berkala pada komponen sehingga nilai *detection*nya adalah 4.

7. *Instrumentation Failure*

Alat Instrumentasi memiliki berbagai macam fungsi yaitu mendeteksi dan memberikan informasi tentang besarnya nilai proses variabel yang diukur dari suatu proses industri misalnya: tekanan, suhu, jumlah aliran, tinggi permukaan cairan dan lain sebagainya, Instrumentasi sebagai alat kontrol, yaitu alat yang berfungsi untuk mengendalikan jalannya proses, agar variabel proses yang sedang diukur dapat diatur dan dikendalikan tetap pada nilai yang ditentukan, Instrumentasi sebagai alat untuk memberikan tanda bahaya atau tanda gangguan apabila terjadi masalah atau



kondisi yang tidak normal, alat instrumentasi yang berfungsi sebagai alat untuk menganalisa produk yang dikelola, apakah sudah memenuhi spesifikasi seperti yang diinginkan sesuai dengan standar. Kerusakan pada alat instrumentasi dapat disebabkan oleh usia pemakaian dan pemakaian rutin alat.

- Kegagalan pada alat instrumentasi dapat menyebabkan kesalahan dalam pembacaan operasional komponen. Berdasarkan kondisi tersebut nilai *severity* 7.
- Dari data historis komponen instrumentasi pernah 1 kali mengalami perbaikan sehingga nilai *occurencenya* adalah 2.
- Sistem deteksi dari komponen instrumentasi adalah ketika terdapat data lapangan yang tidak sesuai dengan data di control room maka alat instrumentasi kemungkinan mengalami kerusakan sehingga nilai *detectionnya* adalah 5.

8. *Amine Contactor Cladding Failure*

Cladding adalah pengikatan lapisan logam dengan logam yang berbeda. *Cladding* pada Presssure Vessel berfungsi untuk melindungi bagian eksternal peralatan dari kerusakan seperti korosi, gesekan, keausan maupun oksidasi dari pengaruh lingkungan luar. Kerusakan pada *Cladding* dapat disebabkan oleh lingkungan lembab, pemasangan *Cladding* kurang tepat dan kurangnya perawatan berkala .

- Kerusakan pada *Cladding* akan berpengaruh kepada material di dalam *Cladding* akan mengalami kontak langsung dengan lingkungan. Kerusakan pada cladding tidak berpengaruh kepada proses sehingga nilai *severity* dari kerusakan *Cladding* adalah 3.



- Kerusakan *Cladding* pada *Amine Contactor System* sudah pernah terjadi 1 kali, sehingga tidak menutup kemungkinan akan terjadi kembali. Sehingga nilai *occurrence* dari kerusakan *Cladding* adalah 2.
- Sistem deteksi dari kerusakan *Cladding* berupa inspeksi berkala pada komponen sehingga nilai *detection*nya adalah 4.

9. *Shutdown / Blowdown Valve*

Valve adalah suatu alat yang menerima perintah dari luar untuk melepas, menghentikan atau mengarahkan fluida yang melalui katup tersebut. *Shutdown/blowdown valve* terjadi dikarenakan adanya kerusakan pada *valve* yang biasanya terjadi akibat adanya tekanan berlebih atau umur pakai.

- Kegagalan pada *valve* dapat menyebabkan kebocoran aliran fluida pada pipa/*vessel*. Jika terjadi kegagalan pada *valve* dapat menimbulkan resiko bahaya lain dari keluarnya fluida. Berdasarkan bahaya tersebut nilai *severity* dari kerusakan *valve* adalah 8.
- Data historis *valve* pernah mengalami 1 kali perbaikan sehingga nilai *occurenceny*a adalah 2.
- Sistem deteksi ketika terjadi kerusakan *valve* adalah adanya pengecekan *valve*, sehingga resiko dari gagalnya *valve* berkurang. Berdasarkan sistem deteksi tersebut nilai *detection* dari *valve* adalah 2.

Berdasarkan hasil analisa resiko dari nilai *severity*, *occurrence* dan *detection* menggunakan FMEA IEC 60812 didapatkan nilai RPN pada Tabel 4.50.



Tabel 4. 50 Analisa Resiko Komponen *Amine Contactor System* berdasarkan FMEA IEC 60812

Jenis Kerusakan	Severity (1-10)	Occurrence (1-10)	Detection (1-10)	Risk Priority Number
<i>Pipe Branch Distributor Failure</i>	8	1	2	16
<i>Trays Failure</i>	8	3	3	72
<i>Demister Failure</i>	5	1	1	5
<i>Vortex Breaker Failure</i>	5	1	4	20
<i>Skimming Bucket Failure</i>	3	1	7	21
<i>Man way Covers</i>	1	1	4	4
<i>Instrumentation of 135-V-06 Failure</i>	7	2	5	70
<i>Amine Contactor, Cladding Failure</i>	3	2	4	24
<i>Shutdown / Blowdown Valve</i>	8	2	2	32

Dari data penilaian RPN maka komponen yang memiliki nilai resiko paling tinggi adalah dengan nilai RPN terbesar 72 yaitu *Trays Failure*.

4.4 Perencanaan Jadwal Inspeksi

Setelah diketahui hasil tingkat resiko pada peralatan *Amine Contactor System* maka langkah selanjutnya adalah merencanakan inspeksi yang sesuai. Berdasarkan hasil analisa resiko di atas metode inspeksi yang paling tepat untuk tingkat resiko ini adalah eksternal *Non Destructive Test (NDT)*, yaitu:

1. Ultrasonic Straight Beam Test

Untuk mengukur dan mendeteksi ketebalan material sehingga mampu menjelaskan kondisi material peralatan.

2. Radiography Examination

Mendeteksi adanya diskontinuitas sehingga mampu memberikan jawaban mengenai kerusakan peralatan yang lebih baik.



Frekuensi pemeriksaan peralatan pada *Amine Contactor System* berdasarkan Tabel 2.25 di klasifikasikan berdasarkan kategori resiko dari masing-masing peralatan sehingga didapatkan data Tabel 4.51.

Tabel 4. 51 Jadwal Inspeksi *Amine Contactor System*

Nama Peralatan	Jadwal Inspeksi
<i>Amine Contactor Top Shell</i>	U.T setiap 24 bulan luas area inspeksi penuh
<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	U.T setiap 24 bulan luas area inspeksi penuh
Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	U.T setiap 24 bulan luas area inspeksi penuh
Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	U.T setiap 24 bulan luas area inspeksi penuh
Pipa <i>Inlet</i> Amine	U.T setiap 30 bulan luas area inspeksi parsial
Pipa <i>Outlet</i> Amine	U.T setiap 30 bulan luas area inspeksi penuh

4.5 Remaining Lifetime Peralatan

Perhitungan *remaining lifetime* dari peralatan berfungsi untuk mengetahui sisa umur pakai peralatan berdasarkan nilai ketebalan dari material sampai mencapai batas minimum yang dapat digunakan berdasarkan standar pembuatan peralatan. Perhitungan *remaining lifetime* menggunakan Persamaan 4.48. Dari data umum peralatan yang terdapat pada Bab 4.1. Sebelum dilakukan perhitungan *remaining lifetime* dilakukan terlebih dahulu perhitungan *Thickness Minimum* peralatan menggunakan standar *Thickness Minimum API 579 Fitness-For-Services* dengan menggunakan Persamaan 4.47, 4.48, 4.49 dan 4.50. Contoh perhitungan *remaining lifetime* peralatan *Amine Contactor Top Shell* sebagai berikut:

$$t_{min}^c = \frac{P.R}{S.E - 0.6P} \dots \dots \dots (4.47)$$

$$t_{min}^c = \frac{(7) \cdot \left(\frac{2056}{2}\right)}{(117.9) \cdot (1) - 0.6(7)}$$

$$t_{min}^c = 67.72 \text{ mm}$$



$$t_{min}^l = \frac{PR}{2.S.E-0.4P} + t_{si} \dots \dots \dots (4.48)$$
$$t_{min}^l = \frac{(7) \cdot (\frac{2056}{2})}{2 \cdot (117.9) \cdot (1) - 0.4(7)} + 0$$
$$t_{min}^l = 30.88$$

Nilai ketebalan minimum *Amine Contactor Top Shell*

$$t_{min} = \max[t_{min}^c, t_{min}^l] \dots \dots \dots (4.49)$$
$$t_{min} = \max[63.29, 30.88]$$
$$t_{min} = \mathbf{63.29 \text{ mm}}$$

Remaining lifetime pada *Amine Contactor Top Shell*

$$R_{life} = \frac{t_{rd} - t_{min}}{C_{rate}} \dots \dots \dots (4.50)$$
$$R_{life} = \frac{70.38 \text{ mm} - 63.29 \text{ mm}}{0.145 \text{ mm/y}}$$
$$R_{life} = \mathbf{48.73 \text{ tahun}}$$

Sehingga jika dikonversi menjadi tahun dan bulan maka *Amine Contactor Top Shell* memiliki sisa umur pakai 48 tahun 9 bulan. Sehingga untuk peralatan yang lain dengan cara perhitungan yang sama, dihasilkan Tabel 4.52.

**Tabel 4.52** *Thickness Minimum dan Remaining Lifetime Amine Contactor System*

No	Nama Peralatan	<i>Thickness Minimum</i> (mm)	<i>Remaining lifetime</i>
1	<i>Amine Contactor Top Shell</i>	63.29	48 tahun 9 bulan
2	<i>Amine Contactor Bottom Shell</i>	63.29	81 tahun 9 bulan
3	Pipa <i>Inlet</i> Gas Proses	9.53	128 tahun 8 bulan
4	Pipa <i>Outlet</i> Gas Proses	11.01	127 tahun 5 bulan
5	Pipa <i>Inlet</i> Amine	2.24	73 tahun 3 bulan
6	Pipa <i>Outlet</i> Amine	4.86	32 tahun 3 bulan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa yang telah dilakukan, maka dapat didapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. Berdasarkan analisis resiko menggunakan *Risk-Based Inspection* Semi-Kuantitatif API 581 peralatan *Amine Contactor System* memiliki bagian dengan tingkat resiko yaitu:
 - 1 buah peralatan dengan tingkat resiko *medium* yaitu Pipa *Inlet Amine*
 - 5 buah peralatan dengan tingkat resiko *medium-high* yaitu *Amine Contactor Top Shell*, *Amine Contactor Bottom Shell*, Pipa *Inlet Gas Proses*), Pipa *Outlet Gas Proses*) dan Pipa *Outlet Amine*
2. Berdasarkan analisis resiko menggunakan *Failure Mode and Effect Analysis* IEC 60812 komponen *Amine Contactor System* memiliki resiko paling besar yaitu *Trays Failure* dengan nilai *risk priority number* (RPN) sebesar 72.
3. Metode inspeksi yang tepat untuk dilakukan pada *Amine Contactor System* adalah NDT (*Non Destructive Test*) meliputi *Ultrasonic Thickness* dengan jadwal inspeksi yaitu:
 - 1 buah peralatan dengan jadwal inspeksi U.T *Thickness* setiap 30 bulan dengan luas area inspeksi parsial yaitu Pipa *Inlet Amine*
 - 1 buah peralatan dengan jadwal inspeksi U.T *Thickness* setiap 30 bulan dengan luas area inspeksi penuh yaitu Pipa *Outlet Amine*
 - 4 buah peralatan dengan jadwal inspeksi U.T *Thickness* setiap 24 bulan dengan luas area penuh yaitu *Amine Contactor Top Shell*, *Amine Contactor*



Bottom Shell, Pipa *Inlet Gas Proses* dan Pipa *Outlet Gas Proses*.

4. Berdasarkan analisis *remaining lifetime* dari peralatan *Amine Contactor System* memiliki *remaining lifetime* sebagai berikut yaitu:
 - *Amine Contactor Top Shell* memiliki *remaining lifetime* 48 tahun 9 bulan
 - *Amine Contactor Bottom Shell* memiliki *remaining lifetime* 81 tahun 9 bulan
 - Pipa *Inlet Gas Proses* memiliki *remaining lifetime* 128 tahun 8 bulan
 - Pipa *Outlet Gas Proses* memiliki *remaining lifetime* 127 tahun 5 bulan
 - Pipa *Inlet Amine* memiliki *remaining lifetime* 73 tahun 3 bulan
 - Pipa *Outlet Amine* memiliki *remaining lifetime* 32 tahun 3 bulan.

5.2 Saran

Adapun saran yang dapat diberikan untuk penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Memberikan sistem pengawasan inspeksi lebih terhadap peralatan yang memiliki resiko kegagalan tinggi
2. Meningkatkan sistem deteksi dan isolasi agar nilai resiko dari peralatan dapat menurun.
3. Melakukan analisa *Risk-Based Inspection* kuantitatif dengan menambahkan resiko konsekuensi lingkungan dan konsekuensi gangguan bisnis.

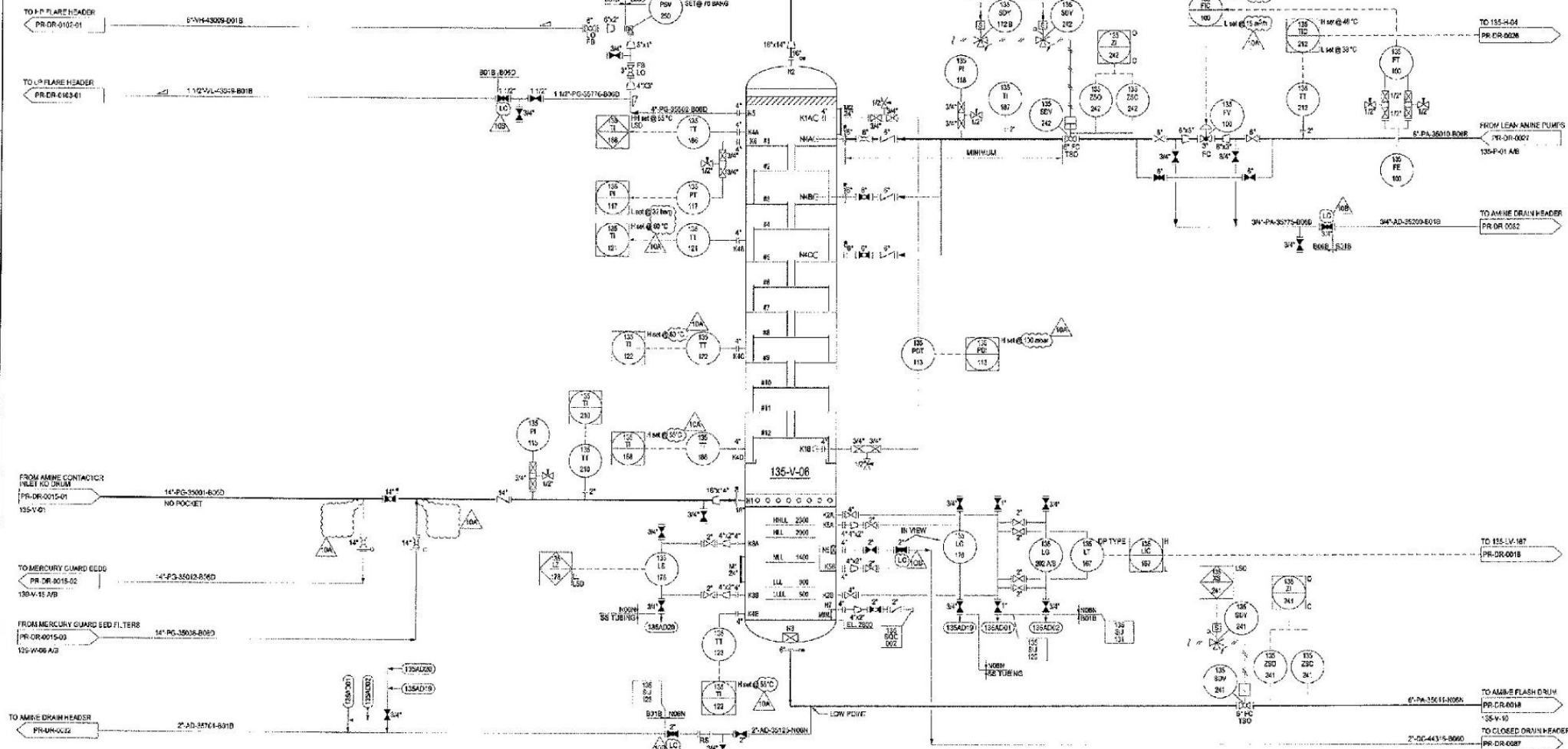
DAFTAR PUSTAKA

- American Petroleum Institute (API). 2003. *Damage Mechanisms Affecting Fixed Equipment in the Refining Industry API RP 571*. Washington, D.C: API Publishing Services.
- American Petroleum Institute (API). 2008. *Risk-Based Inspection Technology API RP 581*. Washington, D.C.: API Publishing Services.
- American Petroleum Institute (API). 2009. *Pressure Vessel Inspection Code: In-Service Inspection, Rating, Repair, and Alteration API RP 510*. Washington D.C: API Publisher Services.
- American Petroleum Institute (API). 2009. *Risk-Based Inspection API RP 580*. Washington D.C: API Publisher Services.
- American Petroleum Institute (API). 2016. *Fitness-For-Service API RP 579*. Washington D.C: API Publisher Services.
- Beijing TIME High Technology Ltd. (t.thn.). *Ultrasonic Thickness Gauge TT100*. TIME Group Inc.
- Booger Industrial Limited. 2018. *Demister Pad - Maintenance, Classification and Specification*.
<URL:<http://www.demisterpads.com/demister-pad/demister-pad.html>>
- Community, C. E. 2008. *CR4 Engineering Community*.
<URL:<https://cr4.globalspec.com/thread/18720/Vortex-Breaker>>
- Demister Asia. 2011. *Conventional Trays*.
<URL:<http://www.demisterasia.com/products/conventional-trays/>>
- Dwi Angga Septianto, D. M. 2012. *Studi RBI (Risk Based Inspection) Floating Hose pada SPM (Single Point Mooring)*. JURNAL TEKNIK ITS Vol. 1, No. 1 (Sept. 2012) ISSN: 2301-9271.
- Hijazi, D. A. 2018. *Introduction to Non Destructive Testing Techniques*.<URL:<https://eis.hu.edu.jo/acuploads/10526/ultrasonic%20testing.pdf>>

- Jerry A. Bullin, J. C. 2006. *The Use of MDEA and Mixtures of Amines for Bulk CO₂ Removal*. Bryan Research and Engineering, Inc, 2.
- Koronka {Manufacturing} Ltd. 2018. **600MM PRESSURE MANWAY**. <URL:<http://koronka.co.uk/cylindrical.html>>
- Olympus. (2018). **NDT Instruments 38DL PLUS**.
- McDermott, R. E., Mikulak, R. J., & Beauregard, M. R. 2009. *The Basic of FMEA*. New York: Taylor & Francis Group.
- Paddiyatu, F. 2011. *Perhitungan Kuantitatif Risk Based Inspectio Berdasarkan API 581 pada Pipeline Production Gathering Line di Duri Field*. Semarang: Universitas Diponegoro.
- Peterson, R., & Jablonski, R. 2003. *Risk Based Inspection As Part Of An Overall Inspection*. National Association of Corrosion Engineer.
- Saka Indonesia Pangkah Limited. 2009. *Onshore Processing Facility/Gas Plant*. Gresik.
- Schlumberger. (2016). *Amine Gas Sweetening System*. Schlumberger.
- Separator, O. G. 2009. *Settling Tanks and Skimmer Vessels*. <URL:<http://www.oilngasseparator.info/oil-handling-surfacefacilities/produced-water-treating-system/water-treating-equipment/settling-tanks-and-skimmer-vessels.html>>
- Stamatis, D. H. 1995. *Failure Mode and Effect Analysis: FMEA from Theory to Execution*. Milwaukee: ASQC Quality Press.
- Webb, S. P. 2017. *Best Practices for Implementing a Risk Based Inspection (RBI)*. *Inspectioneering Journal*, 1.

LAMPIRAN A
PIPING AND INSTRUMENT DIAGRAM AMINE
CONTACTOR SYSTEM

TAG NO	135-V-06
TITLE	AMINE CONTACTOR
DATE (b/y/m)	2002/1/10
DESIGN (P/C/S)	767/P/L/VACUUM
DESIGN TRAP	55/5
INSULATION	INSUL
ACC	MADE OF 304/316 L CLAD - 304/316 L (INTERNALES)
VESSEL TRIM NO	TE 435-V-03-0001



1. INTERLOCK SUCH THAT AFTER A SECOND OFFSHEADING 135-V-01 AND 135-V-02 IS AUTOMATICALLY OPENED AND WHEN 135-V-01 AND 135-V-02 IS AUTOMATICALLY CLOSED.

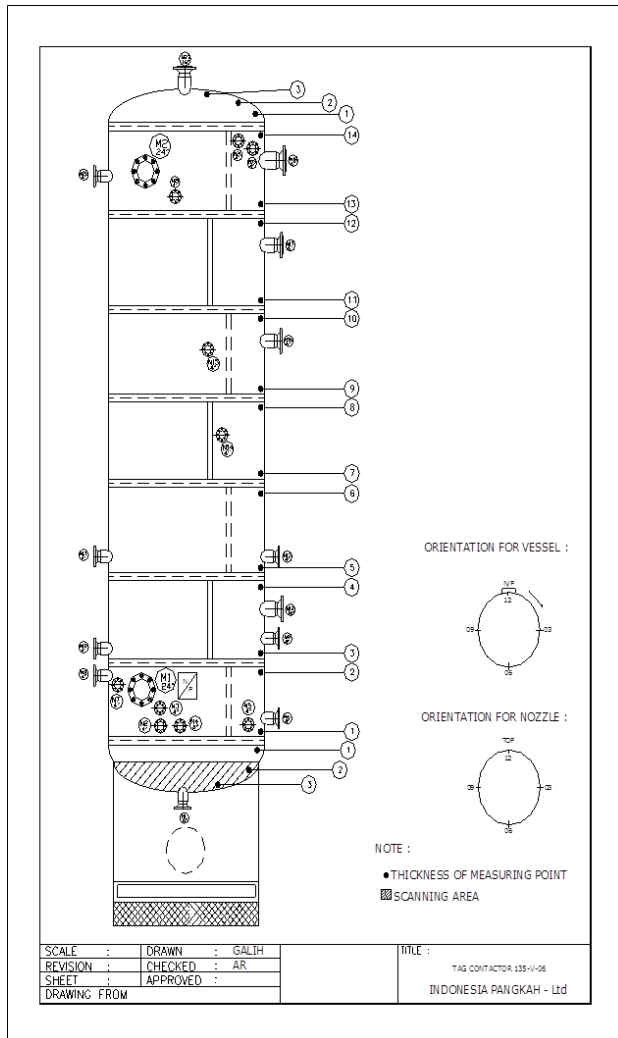
GENERAL NOTES	REFERENCE DOCUMENTS	DOCUMENT NO.	REV.	DESCRIPTION	DATE	BY	CHECK	RVD	APPD	CLIENT	DATE	JOB NO.	DRAWING NO.	REV.
WORLEY PARSONS	UPD-11-P1-PR-DR-001-05	103		PER MOOF-335	15-JUL-10	JAL	AFS	APK	KAT		05/01/10	02020	UPD-11-P1-PR-DR-001-05	108
LEGEND & SYMBOLS	UPD-11-P1-PR-DR-002-03	104		REVISED PER MOOF-316	13-AUG-10	DKS	NRK	NRK			01/01/10			
LEGEND & SYMBOLS	UPD-11-P1-PR-DR-002-02	10		AS BUILT	31-MAR-10	NAR	RE	HAR	CI	BSM	07/05/10			
LEGEND & SYMBOLS	UPD-11-P1-PR-DR-002-01													

HESS HESS (INDONESIA-PANGKAH) LIMITED PT. INTI KARYA PERSADA TEKNIK ENGINEERING & CONSTRUCTION	
PROJECT TITLE	UJUNG PANGKAH DEVELOPMENT ONSHORE PROCESSING FACILITY
DATE	05/01/10
REVISION	1
REASON	NONE
JOB NO.	02020
DRAWING NO.	UPD-11-P1-PR-DR-001-05
REV.	108

LAMPIRAN B

TITIK ULTRASONIC THICKNESS DAN DATA INSPEKSI

1. Pressure Vessel Amine Contactor 135-V-06



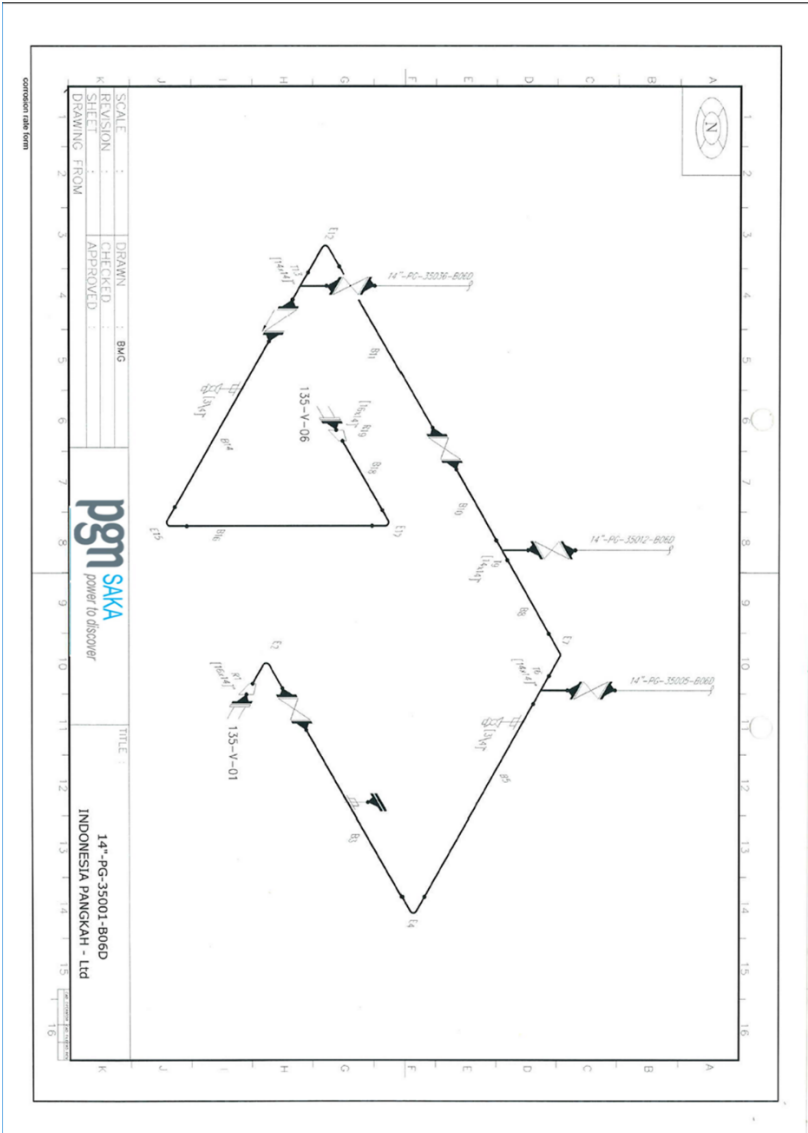
ULTRASONIC EXAMINATION REPORT

Client : SAKA INDONESIA PANGKAH LIMITED
Location : GPF - GRESIK
Line No. / Tag No. : 135-V-06
Description : AMINE CONTACTOR
Surface Temp. : Ambient
Measurement in : mm

Equip. : OLYMPUS
Model : EPOCH 38 DL
Probe : 1019846 (D790SM)
Callibration Block : SW 183115
Couplant : CMC

Last Inspection: March 16, 2015				Date of Inspection: February 22, 2018							Remark
Part	Nominal Thick.	Minimum Reading	Point of Meas.	Point Of Measurement				Minimum Reading	Surface Cond.		
				12	03	06	09				
SHELL											
Ø= 2,200 1		71.15	12	70.95	71.34	71.49	71.47	70.95	Pnt		
Ø= 2,200 2		71.69	03	71.68	71.31	71.62	72.36	71.31	Pnt		
Ø= 2,200 3		71.48	03	71.29	71.38	72.36	71.37	71.29	Pnt		
Ø= 2,200 4		71.18	09	72.51	71.44	71.77	71.03	71.03	Pnt		
Ø= 2,200 5		71.45	06	71.11	72.05	71.16	72.51	7.11	Pnt		
Ø= 2,200 6		71.47	06	71.79	71.76	71.18	71.32	71.18	Pnt		
Ø= 2,200 7		71.47	09	71.20	71.16	71.40	71.12	71.12	Pnt		
Ø= 2,200 8		70.37	06	71.22	71.89	70.38	71.92	70.38	Pnt		
Ø= 2,200 9		70.68	09	71.75	71.79	71.11	70.84	70.84	Pnt		
Ø= 2,200 10		71.19	03	71.76	71.12	71.28	71.29	71.12	Pnt		
Ø= 2,200 11		71.37	06	72.12	71.21	70.59	71.47	70.59	Pnt		
Ø= 2,200 12		71.48	09	72.47	71.80	71.58	71.68	71.58	Pnt		
Ø= 2,200 13		71.68	09	71.97	72.26	71.63	71.66	71.63	Pnt		
Ø= 2,200 14		71.67	12	71.58	72.50	72.20	72.27	71.58	Pnt		
HEAD I											
Ø= 2,200 1		93.45	06	93.38	93.92	93.19	94.13	93.19	Pnt		
Ø= 2,200 2		93.95	09	93.82	94.15	93.94	92.55	92.55	Pnt		
Ø= 2,200 3		93.48	03	93.15	93.77	93.75	93.65	93.15	Pnt		
HEAD II											
Ø= 2,200 1		92.86	06	93.38	93.62	92.99	93.64	92.99	Pnt		
Ø= 2,200 2		93.17	06	93.09	94.24	93.17	94.34	93.09	Pnt		
Ø= 2,200 3		92.98	09	93.28	93.69	93.47	92.98	92.98	Pnt		
NOZZLE											
Ø=6" N1		11.40	12					0.00	Pnt		
Ø=4" N2		35.40	06					0.00	Pnt		
Ø=4" N3		36.30	03					0.00	Pnt		
Ø=4" N4		35.60	06					0.00	Pnt		
Ø=4" N5		35.60	03					0.00	Pnt		
Ø=4" N6		35.80	09					0.00	Pnt		
Ø=4" N7		35.50	06					0.00	Pnt		

2. Pipa 14"-PG-35001-B06D





SAKA INDONESIA PANGKAH LIMITED
Ultrasonic Test Inspection Report

Location	: GPF
Line No. / Tag No.	: 14"- PG - 35001 - B06D
Description	: 135-V-01 to 135-V-06
Surface Temp.	: Ambient
Measurement in	: mm

Equip. : OLYMPUS
Model : 38 DL
Probe : 1019846
Callibration Block : SW 183115
Couplant : CMC

Design Press.		: 92.8		bar(g)		Corr. Allow.		:: 3		MM	
Design Temp.		: -29 / 100		OC		Material		:: A 106 Gr. B			
Last Inspection :						Date of Inspection :		February 21, 2018			
Part	Diameter (ϕ ")	Final Inch.	Minimum Reading	Point of Meas.	Measurement				Minimum Reading	face ind.	Remark
					12	03	06	09			
R1	1	14"			26.34	26.58	25.55	26.40	25.55	Pnt.	
	2				27.32	26.94	26.74	26.90	26.74	Pnt.	
	3				28.13	27.49	26.94	28.33	26.94	Pnt.	
E2	1	14"	23.82		29.92	27.03	30.89	30.82	27.03	Pnt.	
	2				30.31	29.16	30.53	29.20	29.16	Pnt.	
	3				29.82	28.61	29.45	30.62	28.61	Pnt.	
B3	1	14"	23.82		24.27	24.07	24.81	23.80	23.80	Pnt.	
	2				24.19	23.72	23.67	23.23	23.23	Pnt.	
E4	1	14"	23.82		29.76	30.00	30.73	29.28	29.28	Pnt.	
	2				30.21	28.29	31.74	30.24	28.29	Pnt.	
	3				29.79	28.85	30.57	27.35	27.35	Pnt.	
B5	1	14"	23.82		23.58	23.33	24.27	24.07	23.33	Pnt.	
	2				22.80	23.63	24.29	23.73	22.80	Pnt.	
T6	1	14"			42.63	34.05	34.53	34.29	34.05	Pnt.	
	2				-	33.48	34.24	33.91	33.48	Pnt.	
	3				41.70	34.23	33.72	34.17	33.72	Pnt.	
E7	1	14"	23.82		29.69	29.31	30.25	30.17	29.31	Pnt.	
	2				30.61	28.60	31.03	30.30	28.60	Pnt.	
	3				30.51	29.77	31.08	28.20	28.20	Pnt.	
B8	1	14"	23.82		23.10	23.15	23.62	23.49	23.10	Pnt.	
	2				23.74	23.39	22.85	23.32	22.85	Pnt.	
T9	1	14"			40.19	33.41	31.65	32.82	31.65	Pnt.	
	2				-	32.66	32.02	31.94	31.94	Pnt.	
	3				40.47	31.52	32.16	33.25	31.52	Pnt.	
B10	1	14"	23.82		23.72	23.35	23.40	22.89	22.89	Pnt.	
	2				23.47	23.62	24.29	23.52	23.47	Pnt.	

SAKA INDONESIA PANGKAH LIMITED
Ultrasonic Test Inspection Report

Location	: GPF
Line No. / Tag No.	: 14"- PG - 35001 - B06D
Description	: 135-V-01 to 135-V-06
Surface Temp.	: Ambient
Measurement in	: mm

Equip.	: OLYMPUS
Model	: 38 DL
Probe	: 1019846
Callibration Block	: SW 183115
Couplant	: CMC

Design Press.	: 92.8	bar(g)	Corr. Allow.	: 3	MM
Design Temp.	: -29 / 100	OC	Material	: A 106 Gr. B	

Last Inspection :					Date of Inspection : February 21, 2018					Remark		
Part	Diameter (ϕ)	Initial	Minimum Reading	Point of Meas.	Of Measurement				Minimum Reading			Face
					12	03	06	09				
B11	1	14"	23.82		24.36	23.43	23.16	23.33	23.16	Pnt.		
	2				23.47	23.62	24.29	23.52	23.47	Pnt.		
E12	1	14"	23.82		31.10	29.48	30.76	30.48	29.48	Pnt.		
	2				31.75	-	-	30.36	30.36	Pnt.		
	3				31.11	-	-	28.49	28.49	Pnt.		
T13	1	14"			28.31	-	-	28.53	28.31	Pnt.		
	2				-	-	-	31.40	31.40	Pnt.		
	3				29.55	-	-	28.13	28.13	Pnt.		
B14	1	14"	23.82		24.35	-	23.17	23.49	23.17	Pnt.		
	2				23.04	-	23.60	23.56	23.04	Pnt.		
E15	1	14"	23.82		27.50	-	23.17	23.49	23.17	Pnt.		
	2				28.71	27.89	27.86	27.70	27.70	Pnt.		
	3				26.94	27.47	28.49	27.30	26.94	Pnt.		
B16	1	14"	23.82		23.71	23.32	23.72	23.82	23.32	Pnt.		
	2				-	-	-	-	0.00	Pnt.		
E17	1	14"	23.82		-	-	-	-	0.00	Pnt.		
	2				-	31.40	-	31.05	31.05	Pnt.		
	3				30.00	30.53	30.34	30.71	30.00	Pnt.		
B18	1	14"	23.82		22.96	23.31	23.45	22.70	22.70	Pnt.		
	2				22.88	23.30	23.46	22.88	22.88	Pnt.		
R19	1	14"			27.67	25.73	26.87	27.13	25.73	Pnt.		
	2				27.09	27.29	26.30	25.77	25.77	Pnt.		
	3				25.83	25.80	25.81	25.71	25.71	Pnt.		

REVISION		DATE		BY		REASON	
REV	NO	DATE	BY	REASON	DATE	BY	REASON
1							

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REVISION		DATE		BY		REASON	
REV	NO	DATE	BY	REASON	DATE	BY	REASON
1							

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
Doc No.	Description

REFERENCE DOCUMENTS	
---------------------	--

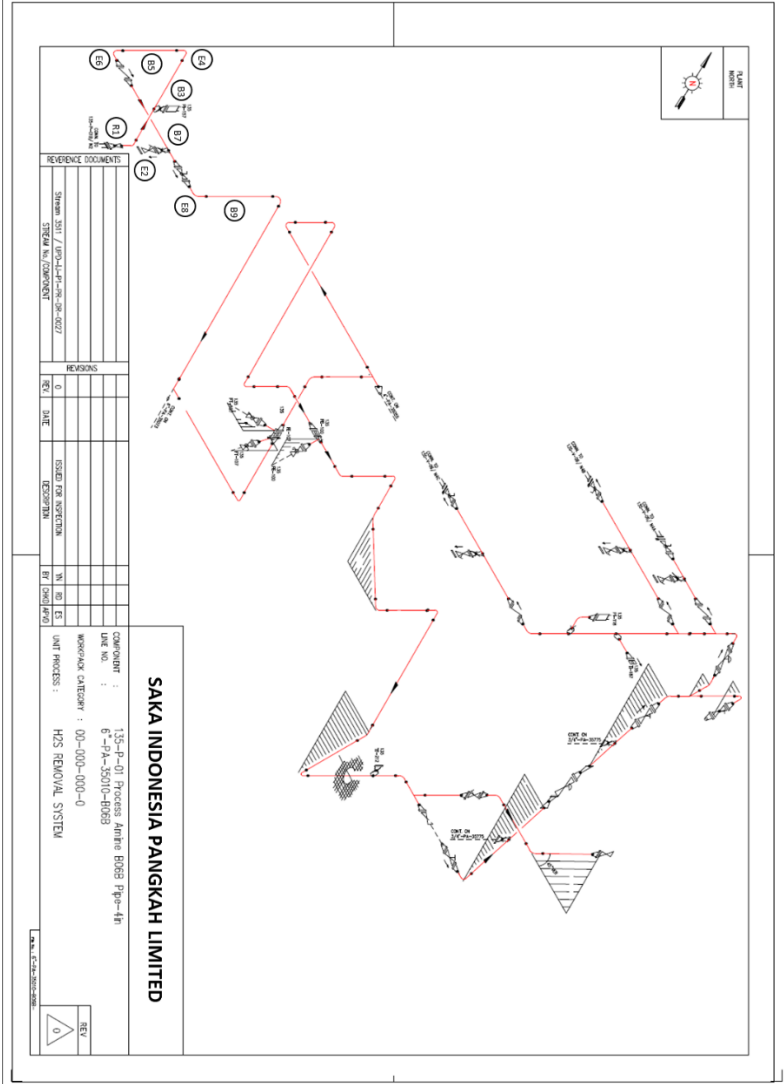
SAKA INDONESIA PANGKAH LIMITED
Ultrasonic Test Inspection Report

Location	: GPF
Line No. / Tag No.	: 14"- PG - 36006 - B06B
Description	: 135-V-06 to 135-V-09
Surface Temp.	: Ambient
Measurement in	: mm

Equip. : OLYMPUS
Model : 38 DL
Probe : 1019846
Callibration Block : SW 183115
Couplant : CMC

Design Press. : 90.5 bar(g)					Corr. Allow. : 3 MM						
Design Temp. : -29 / 150 OC					Material : A 106 Gr. B						
Last Inspection :					Date of Inspection : February 23, 2018						
Part	Diameter (ϕ ")	Nominal Thick.	Minimum Reading	Point of Meas.	Point Of Measurement				Minimum Reading	Surface Cond.	Remark
					12	03	06	09			
R1	1	14"	-	-	25.39	25.67	25.52	26.67	25.39	Pnt.	
	2		-	-	26.61	26.51	26.64	27.65	26.51	Pnt.	
	3		-	-	27.09	27.38	27.31	28.18	27.09	Pnt.	
E2	1	14"	-	-	29.91	29.37	27.73	29.48	27.73	Pnt.	
	2		-	-	29.38	31.91	30.07	31.58	29.38	Pnt.	
	3		-	-	30.58	30.24	29.98	30.92	29.98	Pnt.	
B3	1	14"	-	-	23.28	23.19	23.31	23.35	23.19	Pnt.	
	2		-	-	23.17	22.80	23.00	23.31	22.80	Pnt.	
	3		-	-	-	-	-	-	-	-	No Access
E4	1	14"	-	-	31.23	31.16	30.21	30.74	30.21	Pnt.	
	2		-	-	-	-	-	-	-	-	No Access
	3		-	-	-	-	-	-	-	-	No Access
B5	1	14"	-	-	-	-	-	-	-	-	No Access
	2		-	-	-	24.03	24.41	22.69	22.69	Pnt.	
	3		-	-	-	24.15	24.07	22.96	22.96	Pnt.	
B6	1	14"	-	-	-	23.75	23.46	23.90	23.46	Pnt.	
	2		-	-	23.29	23.94	23.39	22.75	22.75	Pnt.	
	3		-	-	-	-	-	-	-	-	No Access
E7	1	14"	-	-	31.14	31.14	30.05	27.71	27.71	Pnt.	
	2		-	-	30.21	30.21	29.33	30.60	29.33	Pnt.	
	3		-	-	30.00	30.00	29.25	29.80	29.80	Pnt.	
B8	1	14"	-	-	22.99	23.29	23.39	23.71	22.99	Pnt.	
	2		-	-	23.38	23.27	23.01	22.72	22.72	Pnt.	
	3		-	-	-	-	-	-	-	-	No Access
E9	1	14"	-	-	29.65	30.29	31.22	29.51	29.51	Pnt.	
	2		-	-	-	-	-	-	-	-	No Access
	3		-	-	29.72	30.25	-	27.25	27.25	Pnt.	No Access
B10	1	14"	-	-	22.89	23.98	-	23.03	22.89	Pnt.	No Access
	2		-	-	23.53	23.55	23.73	22.77	22.77	Pnt.	
	3		-	-	-	-	-	-	-	-	No Access
E11	1	14"	-	-	31.10	28.73	30.07	30.67	28.73	Pnt.	
	2		-	-	32.20	29.35	30.95	28.90	28.90	Pnt.	
	3		-	-	31.45	27.08	30.38	30.27	27.08	Pnt.	
R12	1	14"	-	-	33.43	33.71	32.86	33.45	32.86	Pnt.	
	2		-	-	31.42	32.36	28.37	31.07	28.37	Pnt.	
	3		-	-	25.72	26.01	25.59	25.52	25.52	Pnt.	
						</					

4. Pipa 6''-PA-35010-B06B





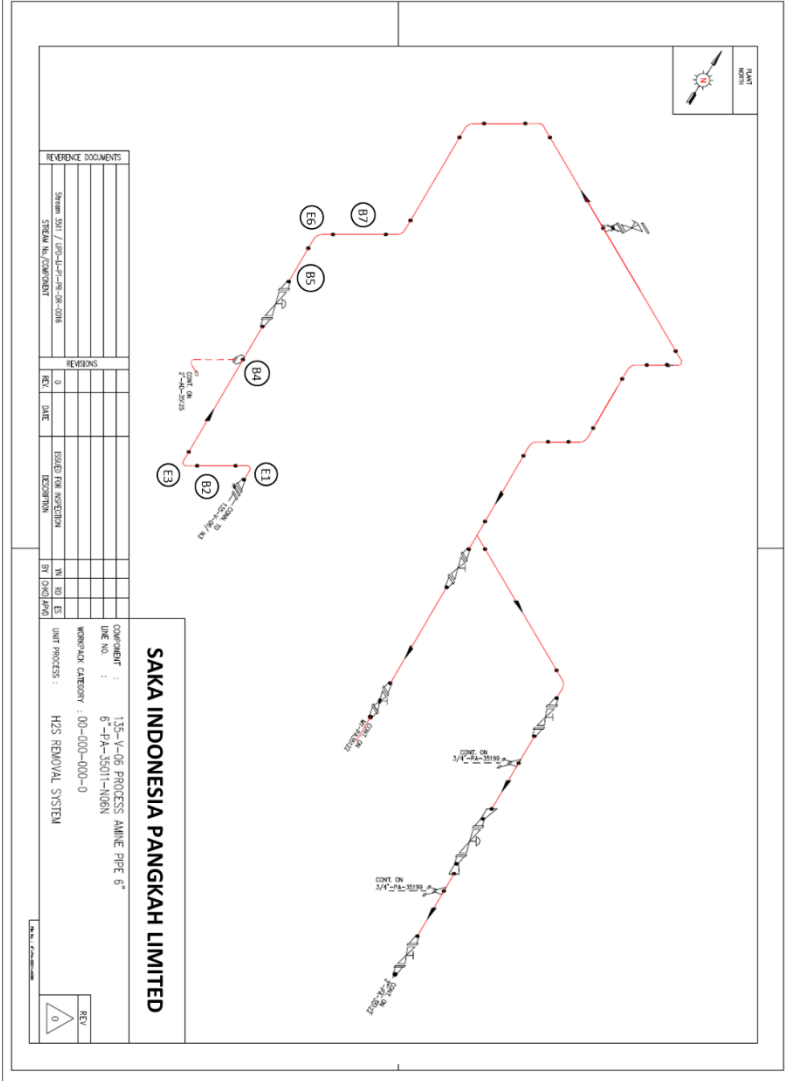
SAKA INDONESIA PANGKAH LIMITED
Ultrasonic Test Inspection Report

Location	: GPF
Line No. / Tag No.	: 6"- PG - 35010 - B06B
Description	: 135-P-01B to 135-V-06
Surface Temp.	: Ambient
Measurement in	: mm

Equip.	: OLYMPUS
Model	: 38 DL
Probe	: 1019846
Callibration Block	: SW 183115
Couplant	: CMC

[illegible]

5. Pipa 6"-PA-35011-N06N





SAKA INDONESIA PANGKAH LIMITED
Ultrasonic Test Inspection Report

Location	: GPF
Line No. / Tag No.	: 6"- PA - 35011 - N06N
Description	: 136-V-06 to 2-PA-35122
Surface Temp.	: Ambient
Measurement in	: mm

Equip. : OLYMPUS
Model : 38 DL
Probe : 1019846
Calibration Block : SW 183115
Couplant : CMC

[illegible]

LAMPIRAN C

FAILURE MODE AND EFFECT ANALYSIS (FMEA)

Item/Function	Potential Failure Mode (S)	Potential Effect Of Failure	Severity	Potential Cause	Occurrence	Current Control	Detection	RPN
<i>Pipe Brach Distributor</i>	Tegangan Tinggi Pada Material Pipa.	Fluida Yang Ada Di Dalamnya Keluar Yang Menyebabkan Resiko Seperti Mengharuskan Peralatan Mengalami Shutdown.	8	Getaran Dengan Intensitas Tinggi	1	Inspeksi Berkala Dari Peralatan	2	16
<i>Trays</i>	Plak Di Permukaan Tray	Proses Sweetening gas Tidak Sempurna, Sehingga Hasil Proses Adsorpsi H ₂ S Pada Sour Gas Tidak Dapat Memenuhi Batas H ₂ S	8	Gas Yang Melewati Trays Mengandung Banyak Parafin	3	Sensor Pressure	3	72
<i>Demister Pad</i>	Penyaringan Demister Pad Tidak Sempurna	Kandungan Amine Di Dalam Amine Contactor Berkurang	5	Usia Pemakaian Dan Pemakaian Rutin	1	Level Sensor Yang Berfungsi Untuk Mengetahui Jumlah Amine Di Dalam Amine Contactor	1	5
<i>Vortex Breaker</i>	Vortex Breaker Tidak Dapat Menahan Vortisitas	Vortisitas Dapat Menyebabkan Kavitasi. Vortisitas Menyebabkan Operator Di Dalam Control Room Tidak Bisa Memprediksi Level Fluida Secara Tepat Karena Pusaran Air Membentuk Lorong Air Berbentuk Kerucut.	5	Usia Pemakaian Dan Pemakaian Rutin	1	Sensor Level Dari Fluida	4	20

Item/Function	Potential Failure Mode (S)	Potential Effect Of Failure	Severity	Potential Cause	Occurence	Current Control	Detection	RPN
<i>Skimming Bucket</i>	Skimming Bucket Tidak Dapat Menepis Lapisan Minyak Dengan Baik	Hidrokarbon Dapat Mengotori Amine Regen Dan Menyebabkan Regenerasi Amine Kurang Bagus	3	Usia Pemakaian Dan Pemakaian Rutin	1	Belum Ada Tetapi Dapat Dideteksi Dengan Penyerapan H ₂ S Yang Sulit Dikondisikan	7	21
<i>Man Way Covers</i>	Kerusakan Di Bagian Gasket	Pintu Dari Gasket Menjadi Sulit Diakses Tetapi Tidak Berpengaruh Terhadap Proses	1	Usia Pemakaian Dan Pemakaian Rutin	1	Inspeksi Berkala Pada Peralatan	4	4
<i>Instrumentation</i>	Kerusakan Pembacaan Pada Alat Instrumentasi	Kesalahan Dalam Operasional Peralatan. Pengendalian Proses Tidak Berjalan Dengan Baik	7	Usia Pemakaian Dan Pemakaian Rutin	2	Inspeksi Data Lapangan Yang Tidak Sesuai Dengan Data Di <i>Control Room</i>	5	70
<i>Amine Contactor Cladding</i>	Pengelupasan Pada Dinding Cladding	Material Di Dalam Cladding Akan Mengalami Kontak Langsung Dengan Lingkungan.	3	Karat, Gesekan, Keausan Maupun Oksidasi Dari Pengaruh Lingkungan Luar	2	Inspeksi Berkala Pada Peralatan	4	24

Item/Function	Potential Failure Mode (S)	Potential Effect Of Failure	Severity	Potential Cause	Occurence	Current Control	Detection	RPN
<i>Valve</i>	Shutdown/ Blowdown Valve	Fluida Keluar Dari Valve Menyebabkan Bahaya Lain Dari Fluida	8	Usia Pemakaian Dan Pemakaian Rutin Tekanan Berlebihan	2	Pengecekan Pada Valve Ketika Inspeksi	2	32

BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Bayu Sinung Pambudi dilahirkan di Klaten, pada tanggal 1 Maret 1996. Penulis pernah menjalankan pendidikan formal di SD Negeri 4 Barenglor, SMP Negeri 2 Klaten, SMA Negeri 1 Karangnom. Penulis merupakan mahasiswa aktif Departemen Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS tahun masuk 2014. Selama menjadi mahasiswa penulis aktif di organisasi Himpunan Mahasiswa Teknik Material dan Metalurgi (HMMT FTI-ITS) sebagai Staff Departemen

Pengembangan Sumberdaya Mahasiswa (2015/2016), Koordinator Pemandu Silver HMMT FTI-ITS (2016/2017) dan diamanahi sebagai Anggota Mahkamah Mahasiswa ITS (2017/2018). Selain itu penulis juga aktif dalam aktifitas akademik sebagai Asisten Laboratorium Metalurgi. Penulis melaksanakan kerja praktek di VICO Indonesia, Muara Badak dengan topik mengenai *Assesment Fitness-For-Services API 579 pada Pressure Vessel tipe KO Drums*.

Penelitian yang pernah dilakukan oleh penulis dengan judul “***Studi variasi ukuran butir pada proses desulfurasi calcined petroleum coke menggunakan reaktor mini sebagai bahan baku carburise pada industri besi dan baja***” diajukan dalam program kreativitas mahasiswa di bidang penelitian DIKTI, disetujui dan didanai oleh DIKTI pada tahun 2016.

Penulis dapat dihubungi melalui email : bayusinungp@gmail.com dan nomor telepon +6285743358811